



TUGAS AKHIR TK 145501

PABRIK DIMETHYL ETHER (DME) dari GAS ALAM dengan PROSES DIRECT CONTACT

Maya Aulia Ratnasari
NRP. 2313 030 094

Burhanudin Muiz
NRP. 2313 030 100

Dosen Pembimbing
Dr.Ir. Niniek Fajar Puspita, M.Eng.
NIP. 19630805 198903 2 002

PROGRAM STUDI DIII TEKNIK KIMIA
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya
2016



FINAL PROJECT TK 145501

DIMETHYL ETHER (DME) PLANT FROM NATURAL GAS USING DIRECT CONTACT PROCESS

Maya Aulia Ratnasari
NRP. 2313 030 094

Burhanudin Muiz
NRP. 2313 030 100

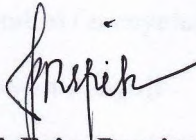
Supervisor
Dr.Ir. Niniek Fajar Puspita, M.Eng.
NIP. 19630805 198903 2 002

DEPARTMENT DIPLOMA OF CHEMICAL ENGINEERING
Faculty of Industrial Technology
Sepuluh Nopember Institute of Technology
Surabaya
2016

LEMBAR PENGESAHAN
LAPORAN TUGAS AKHIR DENGAN JUDUL :
PABRIK *DIMETHYL ETHER* (DME) DARI GAS
ALAM DENGAN PROSES *DIRECT CONTACT*

Telah diperiksa dan disetujui oleh :

Dosen Pembimbing



Dr. Ir. Niniek Hajar Puspita, M.Eng.
NIP. 19630805 198903 2 002

Mengetahui,

Ketua Program Studi
DIII Teknik Kimia FTI-ITS

Koordinator Tugas Akhir
DIII Teknik Kimia FTI-ITS



Ir. Agung Subyakto, M.S.
NIP. 19580312 198601 1 001



Warlinda Eka Triastuti, S.Si, MT
NIP. 19830308 201012 2 007

LEMBAR PERSETUJUAN PERBAIKAN TUGAS AKHIR

Telah diperiksa dan disetujui sesuai dengan hasil ujian tugas akhir pada tanggal 26 Juli 2016 untuk tugas akhir dengan judul **“Pabrik *Dimethyl Ether* (DME) dari Gas Alam dengan Proses *Direct Contact*”**, yang disusun oleh :

MAYA AULIA RATNASARI
BURHANUDIN MUIZ

(NRP 2313 030 094)
(NRP 2313 030 100)

Mengetahui / menyetujui

Dosen Penguji



Ir. Budi Setiawan, MT
NIP. 19540220 198701 1 001



Dr. Ir. Lily Pudjiastuti, MT
NIP. 19580703 198502 2 001

Mengetahui,

Koordinator Tugas Akhir
DIH Teknik Kimia FTI-ITS



Varlinda Eka Triastuti, S.Si, MT
NIP. 19830308 201012 2 007

Dosen Pembimbing



Dr. Ir. Niniek Fajar Puspita, M.Eng.
NIP. 19630805 198903 2 002

**LEMBAR PERNYATAAN
PERSETUJUAN PUBLIKASI KARYA ILMIAH
UNTUK KEPENTINGAN AKADEMIS**

Sebagai mahasiswa Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya, yang bertanda tangan di bawah ini saya :

Nama : MAYA AULIA RATNASARI
Nrp. : 2313 030 094
Jurusan / Fak. : DS TEKNIK KIMIA / TEKNOLOGI INDUSTRI
Alamat kontak : Jl. KEMBANG KUNING GG. 2 / NO. 10 SURABAYA
a. Email : maya.aulia84@gmail.com
b. Telp/HP : 085849745970

Menyatakan bahwa semua data yang saya *upload* di Digital Library ITS merupakan hasil final (revisi terakhir) dari karya ilmiah saya yang sudah disahkan oleh dosen penguji. Apabila dikemudian hari ditemukan ada ketidaksesuaian dengan kenyataan, maka saya bersedia menerima sanksi.

Demi perkembangan ilmu pengetahuan, saya menyetujui untuk memberikan **Hak Bebas Royalti Non-Eksklusif (Non-Exclusive Royalti-Free Right)** kepada Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya atas karya ilmiah saya yang berjudul :

PABRIK DIMETHYL ETHER (DME) DARI GAS ALAM DENGAN PROSES
DIRECT CONTACT

Dengan Hak Bebas Royalti Non-Eksklusif ini, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya berhak menyimpan, mengalih-media/format-kan, mengelolanya dalam bentuk pangkalan data (*database*), mendistribusikannya, dan menampilkan/mempublikasikannya di internet atau media lain untuk kepentingan akademis tanpa meminta ijin dari saya selama tetap mencantumkan nama saya sebagai penulis/pencipta. Saya bersedia menanggung secara pribadi, segala bentuk tuntutan hukum yang timbul atas pelanggaran Hak Cipta dalam karya ilmiah saya ini tanpa melibatkan pihak Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.

Demikian pernyataan ini saya buat dengan sebenarnya.

Dosen Pembimbing 1


Dr. Ir. NINER FATAH P., M.Eng.

NIP. 19630805 198903 2 002

Dibuat di : Surabaya

Pada tanggal : 2 AGUSTUS 2016

Yang menyatakan,


MAYA AULIA R.

Nrp. 2313 030 094

KETERANGAN :

Tanda tangan pembimbing wajib dibubuhi stempel jurusan.

Form dicetak dan diserahkan di bagian Pengadaan saat mengumpulkan hard copy TA/Tesis/Disertasi.

**LEMBAR PERNYATAAN
PERSETUJUAN PUBLIKASI KARYA ILMIAH
UNTUK KEPENTINGAN AKADEMIS**

Sebagai mahasiswa Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya, yang bertanda tangan di bawah ini saya :

Nama : BURHANUDIN MUIZ
Nrp. : 2313 030 100
Jurusan / Fak. : DS TEKNIK KIMIA / TEKNOLOGI INDUSTRI
Alamat kontak : JL. BANDA NO. GA MADIUN
a. Email : bangmuis22@yahoo.com
b. Telp/HP : 0822 3485 8406 / 085799061194

Menyatakan bahwa semua data yang saya *upload* di Digital Library ITS merupakan hasil final (revisi terakhir) dari karya ilmiah saya yang sudah disahkan oleh dosen penguji. Apabila dikemudian hari ditemukan ada ketidaksesuaian dengan kenyataan, maka saya bersedia menerima sanksi.

Demikian perkembangan ilmu pengetahuan, saya menyetujui untuk memberikan **Hak Bebas Royalti Non-Eksklusif (Non-Exclusive Royalti-Free Right)** kepada Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya atas karya ilmiah saya yang berjudul :

PABRIK DIMETHYL ETHER (DME) DARI GAS ALAM DENGAN PROSES
DIRECT CONTACT

Dengan Hak Bebas Royalti Non-Eksklusif ini, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya berhak menyimpan, mengalih-media/format-kan, mengelolanya dalam bentuk pangkalan data (*database*), mendistribusikannya, dan menampilkan/mempublikasikannya di internet atau media lain untuk kepentingan akademis tanpa meminta ijin dari saya selama tetap mencantumkan nama saya sebagai penulis/pencipta. Saya bersedia menanggung secara pribadi, segala bentuk tuntutan hukum yang timbul atas pelanggaran Hak Cipta dalam karya ilmiah saya ini tanpa melibatkan pihak Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.

Demikian pernyataan ini saya buat dengan sebenarnya.

Dosen Pembimbing 1



Dr. Ir. NINEK FAJAR D. M. Eng

NIP. 19630805 198903 2002

Dibuat di : Surabaya

Pada tanggal : 2 AGUSTUS 2016

Yang menyatakan,



BURHANUDIN MUIZ

Nrp. 2313 030 100

KETERANGAN :

Tanda tangan pembimbing wajib dibubuhi stempel jurusan.

Form dicetak dan diserahkan di bagian Pengadaan saat mengumpulkan hard copy TA/Tesis/Disertasi.

PABRIK DME (*DIMETHYL ETHER*) DARI GAS ALAM DENGAN PROSES *DIRECT CONTACT*

Nama Mahasiswa : Maya Aulia Ratnasari (2313030094)
Burhanudin Muiz (2313030100)
Jurusan : D3 Teknik Kimia FTI-ITS
Dosen Pembimbing : Dr. Ir. Niniek Fajar Puspita, M.Eng

ABSTRAK

Dimethyl ether (DME) merupakan ether sederhana dengan mono struktur kimia $\text{CH}_3\text{-O-CH}_3$ dalam bentuk gas pada kondisi ambient dan dapat digunakan sebagai substitusi LPG dengan merubah hanya beberapa infrastruktur yang tersedia. Pabrik DME ini didirikan di Cilegon, Jawa Barat dengan kapasitas sebesar 22500 ton/tahun (2,841 ton/hari).

Pabrik ini menggunakan teknologi proses Direct Contact dari JFE (Jeifui). Tahap pertama yaitu proses pre-treatment untuk menghilangkan kandungan H_2S dalam Gas Alam. Tahap kedua yaitu proses reforming untuk mengkonversi gas alam menjadi gas sintesa (syngas) pada temperatur 800°C dan tekanan 30 bar dan menghasilkan gas sisa yaitu flue gas yang digunakan sebagi suplai panas pada heater dan steam reforming. Tahap ketiga yaitu proses direct contact untuk mengkonversi gas CO dan H_2 menjadi produk DME dari syngas pada temperatur 260°C dan tekanan 50 bar. Tahap keempat yaitu proses pemisahan syngas dari produk DME cairan dengan Flash Separator. Kemudian, proses purifikasi dilakukan dengan distilasi pada tekanan 11 bar untuk menghasilkan kualitas 99% DME dengan impuritis berupa air dan methanol 1%.

Untuk mencapai kapasitas produksi DME, pabrik ini membutuhkan bahan baku utama gas alam sebanyak 2,841 ton/hari. Kebutuhan utilitas Pabrik, yaitu $2,03 \text{ m}^3/\text{hari}$ air sanitasi; $463,47 \text{ m}^3/\text{hari}$ air pendingin, dan $90 \text{ m}^3/\text{hari}$ air umpan boiler.

Kata kunci : DME, Direct Contact, Gas Alam

DIMETHYL ETHER (DME) PLANT FROM NATURAL GAS USING DIRECT CONTACT PROCESS

Student Name : Maya Aulia Ratnasari (2313030094)
Burhanudin Muiz (2313030100)
Departement : D3 Teknik Kimia FTI-ITS
Lecture : Dr. Ir. Niniek Fajar Puspita, M.Eng

ABSTRACT

Dimethyl ether (DME) is a simple monoether chemical structure $\text{CH}_3\text{-O-CH}_3$ as gas at ambient conditions and can be used to substitute LPG by changing only some of the existing infrastructure. DME plant is established in Cilegon, West Java, with a capacity of 22500 tonnes / year (2,841 tons / day).

The plant uses a process technology from JFE Direct Contact(Jeifui). The first stage is pre-treatment process to remove H_2S content in Natural Gas. The second stage is the reforming process for converting natural gas into synthesis gas (syngas) at a temperature of 800°C and a pressure of 30 bar and produce a residual gas that is named a flue gas used for supply heat to the heaters and steam reforming. The third stage is the main direct process to convert synthesis gas (syngas) of CO and H_2 into the DME product at a temperature of 260°C and a pressure of 50 bar. The fourth stage is the process of syngas separation from the product of DME in Flash Separator. Then, the purification process is carried out by distillation at a pressure of 11 bar to produce quality 99% DME with water and methanol 1% as impurities.

To achieve the DME production capacity, this plant requires a major raw material of natural gas as much as 2,841 tons / day. Factory utility requirements, ie $2,03 \text{ m}^3/\text{days}$ sanitation water; $463,47 \text{ m}^3/\text{days}$ cooling water, and $90 \text{ m}^3/\text{days}$ boiler feed water.

Keywords : DME, Direct Contact, Natural Gas

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	
LEMBAR PERSETUJUAN	
LEMBAR PENGESAHAN	
LEMBAR PERBAIKAN	
KATA PENGANTAR	i
ABSTRAK.....	iii
ABSTRACT	iv
DAFTAR ISI	v
DAFTAR GAMBAR	vi
DAFTAR TABEL	viii
BAB I PENDAHULUAN	
I.1 Latar Belakang	I-1
I.2 Dasar Teori.....	I-8
I.3 Kegunaan.....	I-11
I.4 Sifat Kimia dan Fisika.....	I-12
BAB II MACAM DAN URAIAN PROSES	
II.1 Macam Proses	II-1
II.2 Seleksi Proses.....	II-8
II.3 Uraian Proses Terpilih	II-10
BAB III NERACA MASSA	III-1
BAB IV NERACA PANAS.....	IV-1
BAB V SPESIFIKASI ALAT	V-1
BAB VI UTILITAS	VI-1
VI.1 Air.....	VI-1
VI.2 <i>Steam</i>	VI-6
VI.3 Listrik	VI-6
VI.4 Bahan Bakar	VI-6
VI.5 Perhitungan Kebutuhan Air.....	VI-7
BAB VII KESELAMATAN DAN KESEHATAN	
KERJA	VII-1
VII.1 Bahaya dan Usaha Keselamatan Kerja	VII-2
VII.2 Faktor Yang Harus Diperhatikan	VII-3

VII.3 Penggunaan Alat Pelindung Diri.....	VII-5
BAB VIII PENGENDALIAN PROSES DAN INSTRUMENTASI	VIII-1
VIII.1 Pengertian umum dan klasifikasi.....	VIII-1
VIII.2 Tujuan Pemasangan	VIII-2
VIII.3 Metode dan Jenis Instrumentasi	VIII-3
VIII.4 Instrumentasi dalam Pabrik <i>Dimethyl Ether</i>	VIII-4
BAB IX PENGOLAHAN LIMBAH INDUSTRI KIMIA	IX-1
IX.1 Sumber Limbah	IX-2
IX.2 Pengolahan Limbah	IX-2
BAB X KESIMPULAN.....	X-1
DAFTAR NOTASI	vii
DAFTAR PUSTAKA	viii
LAMPIRAN :	
1. APPENDIKS A Neraca Massa.....	A-1
2. APPENDIKS B Neraca Panas	B-1
3. APPENDIKS C Spesifikasi Peralatan	C-1
4. Proses Flow Diagram Pabrik <i>Dimethyl Ether</i>	
5. Proses Flow Diagram Utilitas Pabrik <i>Dimethyl Ether</i>	

DAFTAR GAMBAR

Gambar I.1	Peta Banten.....	I-5
Gambar II.1	Proses Pembuatan DME dengan teknologi Haldor Topsoe).....	II-3
Gambar II.2	Proses Pembuatan DME proses Lurgi.....	II-4
Gambar II.3	Proses Pembuatan DME yang sudah proven TEC.....	II-6
Gambar II.4	Proses Pembuatan DME Proses MGC.....	II-7
Gambar II.5	Proses pembuatan DME JFE Holding.....	II-8
Gambar II.6	Block Diagram Proses Pembentukan DME.....	II-10

DAFTAR GRAFIK

Grafik I.1	Regresi Linier Impor <i>Dimethyl Ether</i>	I-6
-------------------	--	-----

DAFTAR TABEL

Tabel I.1	Perbandingan Dimethyl Ether di dunia...	I-2
Tabel I.2	Data Impor Dimethyl Ether di Indonesia	I-6
Tabel I.3	Perbandingan Karakteristik DME dan LPG.....	I-11
Tabel I.4	Komponen Gas Alam.....	I-12
Tabel I.5	Sifat Fisika Gas Alam.....	I-13
Tabel I.6	Sifat Fisika Kimia Bahan Baku Pendukung	I-14
Tabel I.7	Sifat Fisika Kimia Dimethyl Ether.....	I-14
Tabel I.8	Sifat Fisika Kimia CO ₂	I-15
Tabel II.1	Kondisi operasi proses sintesa langsung DME pada JFE.....	II-9
Tabel III.1	Komposisi Gas Alam.....	III-1
Tabel III.2	Neraca Massa Desulfurizer.....	III-2
Tabel III.3	Neraca Massa Mixing Point.....	III-2
Tabel III.4	Neraca Massa Steam Reforming.....	III-3
Tabel III.5	Neraca Massa Absorber.....	III-6
Tabel III.6	Neraca Massa Stripper.....	III-7
Tabel III.7	Neraca Massa Reaktor DME.....	III-8
Tabel III.8	Neraca Massa Separator.....	III-10
Tabel III.9	Neraca Massa Distilasi DME.....	III-11
Tabel III.10	Neraca Massa Furnace.....	III-12
Tabel IV.2	Neraca Panas Heater (E-112).....	IV-2
Tabel IV.4	Neraca Panas Desulfurizer (R-110).....	IV-2
Tabel IV.5	Neraca Panas Mixing Point	IV-3
Tabel IV.6	Neraca Panas Expander.....	IV-3
Tabel IV.7	Neraca Panas Heater (E-211).....	IV-3
Tabel IV.9	Neraca Panas Steam Reformer (R-210)..	IV-4
Tabel IV.10	Neraca Panas Furnace.....	IV-4
Tabel IV.11	Neraca Panas Waste Heat Boiler.....	IV-4
Tabel IV.12	Neraca Panas Expander (K-511).....	IV-5
Tabel IV.13	Neraca Panas Absorber (D-310).....	IV-5
Tabel IV.14	Neraca Panas Heater (E-321).....	IV-5

Tabel IV.15	Neraca Panas Stripper (D-320).....	IV-6
Tabel IV.16	Neraca Panas Kompresor (D-520).....	IV-6
Tabel IV.17	Neraca Panas Heater (G-527).....	IV-6
Tabel IV.18	Neraca Panas Reaktor DME (R-410).....	IV-7
Tabel IV.19	Neraca Panas Kompresor (G-528).....	IV-7
Tabel IV.20	Neraca Panas Cooler (E-529).....	IV-7
Tabel IV.21	Neraca Panas Separator H-420).....	IV-8
Tabel IV.27	Neraca Panas Cooler.....	IV-10
Tabel IV.28	Neraca Panas Kolom DME (D-610).....	IV-10

DAFTAR NOTASI

No.	Simbol	Satuan	Keterangan
1	m	gram	Massa
2	T	°C	Suhu
3	t	s	Waktu
4	R	m ² /s	Rate
5	C _p	J/mol.K	Heat Capacity
6	H _L	J/mol	Enthalpy liquid
7	H _v	J/mol	Enthalpy vapor
8	N _{re}	-	Reynold number
9	λ	kJ/kg	Panas latent
10	V	Lt	volume
11	ρ	kg/l _t	densitas
12	μ	Pa.s	viscositas
13	D	m	diameter
14	A	m ²	luas
15	v	m/s	kecepatan
16	P	Atm	tekanan
17	Z	m	ketinggian
18	F	-	friksi
19	Q	kW	power
20	η	-	effisiensi
21	m	kg	filter cake
22	H	m	tinggi
23	t _c	sekon	waktu tinggal
24	N	rpm	kecepatan putar

BAB I

PENDAHULUAN

I.1 Latar Belakang

I.1.1 Sejarah

Pabrik *Dimethyl Ether* (DME) pertama kali didirikan di negara Jepang pada tahun 2002 untuk menanggulangi krisis energi di Jepang. Pabrik ini didirikan oleh developer JFE Holdings (*Jeiefui Horudingusu Kabushikigaisha*) dengan kapasitas 5 ton/hari menggunakan proses *direct synthesis* (Bourg, 2006). Setahun kemudian, pabrik *Dimethyl Ether* didirikan di negara China oleh Developer TEC (Toyo Engineering Corporation) dengan kapasitas 10.000 ton/tahun. Pada tahun yang sama, pabrik *Dimethyl Ether* juga didirikan di Kushiro, Jepang oleh developer JFE Holdings (*Jeiefui Horudingusu Kabushikigaisha*) dengan kapasitas 5 ton/hari, lalu pada tahun 2005 berkembang menjadi 100 ton/hari (Bourg, 2006). Pada tahun 2006, pabrik *Dimethyl Ether* didirikan di Iran dengan kapasitas yang lebih besar sekitar 80.000 ton/tahun dengan bahan baku gas alam (DMEmarket, 2007). Sedangkan pada tahun 2008, *Mitshubishi Gas Corporation* (MGC) mendirikan pabrik *Dimethyl Ether* dari metanol grade AA dengan kapasitas 80.000 ton/tahun di Niigata, Jepang (Akira, 2011). Menurut **BPPT, 2011**, pabrik pembuatan *Dimethyl Ether* (DME) telah ada di Indonesia yang dikelola oleh PT. Bumi Tangerang Gas Industri. Pabrik ini merupakan satu-satunya pabrik *Dimethyl Ether* di Asia Tenggara yang menggunakan bahan baku metanol. Sehingga reaksi yang terjadi di dalam reaktornya hanyalah reaksi dehidrasi metanol menjadi *Dimethyl Ether*. Kapasitas pabrik ini adalah sekitar 3000 ton *Dimethyl Ether* per tahun.

Berikut merupakan data Pabrik *Dimethyl Ether* di dunia beserta kapasitas dan teknologi yang digunakan:

**Tabel I.1** Perusahaan *Dimethyl Ether* di Dunia

Negara	Perusahaan	Kapasitas	Teknologi
China	Toyo Engineering (Jiutai Energy Group)	9.437.000 ton/hari	<i>Indirect Process</i>
Jepang	Mitshubishi Gas Corporation	80.000 ton/tahun	<i>Direct Process</i>
Iran	Zagros Petrochemical	800.000 ton/tahun	<i>Indirect Process</i>
Amerika	Oberon Fuels	144.000 ton/hari	<i>Indirect Process</i>
Indonesia	PT. Bumi Tangerang Gas Industry	3.000 ton/tahun	<i>Indirect Process</i>

(DMEmarket, 2007)

I.1.2 Alasan Pendirian Pabrik

Ketergantungan dunia terhadap minyak bumi yang sangat didominasi oleh bahan bakar fosil (berbasis hidrokarbon) perlu diperhatikan karena dapat mengakibatkan dampak dalam berbagai sektor. Hal ini juga sangat merugikan bagi berbagai negara berkembang seperti Indonesia. Indonesia sebagai salah satu negara penghasil minyak bumi terbesar di dunia belum cukup untuk menutupi kebutuhannya sendiri. Bahan bakar minyak masih dominan sebagai bahan bakar yang digunakan masyarakat dalam berbagai sektor, di mana masa mendatang kebutuhan masyarakat dipastikan mengalami peningkatan seiring kemajuan industri. Namun di sisi lain, minyak bumi merupakan bahan bakar



tak terbarukan yang dapat menyebabkan permasalahan tertentu apabila suatu saat nanti cadangan minyak dunia telah habis. Pemanfaatan minyak bumi sebagai bahan bakar sektor industri, transportasi, dan rumah tangga tidak hanya disoroti dari sisi keterbatasan cadangannya, namun juga menimbulkan emisi gas buang (CO_2 , NO_x , dan SO_x) yang berdampak buruk bagi lingkungan. Dalam beberapa waktu belakangan, seiring dengan perubahan iklim global, penggunaan bahan bakar kian menjadi perhatian serius. Hal tersebut diperkuat dengan pernyataan dari pengamat perminyakan Bachrawi Sanusi bahwa Indonesia mengalami krisis karena tidak mampu memasok kebutuhan dalam negeri dan tidak memiliki cadangan bahan bakar hingga Indonesia harus jadi importir (*Kompas*, 2004).

Upaya pengembangan bahan bakar alternatif sebagai pengganti BBM menjadi tuntutan yang semakin menguat, di mana pertimbangan untuk menjadikan bahan bakar alternatif baru adalah bahan bakar yang memiliki dampak terhadap masyarakat, antara lain dampak gas rumah kaca yang dihasilkan, jumlah cadangan, kesesuaian penggunaan pada sektor transportasi, kemudahan penggunaan pada berbagai sektor, infrastruktur, ketersediaan, ekonomis, dan aman (*BPPT*, 2011).

Oleh karena itu, Pemerintah mengambil tindakan dengan mengeluarkan Peraturan Presiden No. 5/2006 tentang kebijakan energi nasional tentang penyediaan dan pemanfaatan bahan bakar alternatif sebagai bahan bakar lain berusaha untuk mengatasi hal tersebut di atas (*Blueprintenergy*, 2005). Salah satu bahan baku alternatif yang prospektif adalah bahan bakar gas (BBG) karena menurut Pengamat Perminyakan atau Pakar Energi dan Pertambangan, Kurtubi, bahan bakar gas lebih murah dan ramah lingkungan (*Kompas*, 2004). Di dalam pemilihan bahan bakar alternatif yang harus dipertimbangkan diantaranya yaitu ramah lingkungan, efisiensi energi tinggi, dapat diperbaharui (*renewable*) dan *drop in substitute* (pengganti langsung) atau sedikit modifikasi pada komponen mesin. Salah satu bahan bakar Gas yang sering digunakan di Indonesia adalah *Liquefied*



Petroleum Gas (LPG). Permintaan LPG di Indonesia semakin hari semakin meningkat guna mendukung program pemerintah tentang konversi minyak tanah (*kerosene*) ke LPG (BPPT, 2011).

Di samping bahan bakar di atas ada bahan bakar alternatif lain yaitu *Dimethyl Ether* (DME) yang dapat diperbaharui dan kegunaannya adalah untuk mesin diesel serta untuk kompor gas sebagai bahan bakar di rumah tangga. *Dimethyl Ether* memiliki mono struktur kimia yang sederhana ($\text{CH}_3\text{-O-CH}_3$) berbentuk gas pada *ambient temperature* (suhu lingkungan) dan dapat dicairkan seperti halnya *Liquefied Petroleum Gas* (LPG), sehingga infrastruktur untuk LPG dapat digunakan juga untuk *Dimethyl Ether*. Bahan bakar ini adalah bahan bakar yang *multi source* (banyak sumber), dapat diproduksi dari berbagai bahan baku diantaranya *natural gas*, *fuel oil*, batubara, limbah plastik, limbah kertas, limbah pabrik gula atau *biomass*. Pada saat ini, *Dimethyl Ether* diproduksi dari *natural gas* yaitu melalui reaksi dehidrasi dari metanol dan penggunaannya sebagian besar adalah untuk *aerosol propellant* (gas pendorong) sebagai pengganti dari CFC (*chlorofluorocarbon*) pada *hair spray* atau *deodorant* serta penggunaan masih dalam jumlah terbatas sebagai bahan bakar rumah tangga berupa campuran (*blended*) DME-LPG (BPPT, 2011).

1.1.3 Alasan Pemilihan Bahan Baku

Dalam buku *Encyclopedia Chemical of Technology* halaman Natural Gas, menyebutkan bahwa cadangan gas alam Indonesia mencapai 93 triliun kaki kubik. Dengan jumlah cadangan sebesar itu, Indonesia berada pada posisi ke-11 di dunia. Di kawasan Asia, Indonesia sebagai pemilik cadangan gas terbesar kelima setelah Iraq yang memiliki 110 triliun kaki kubik gas alam. Pemegang cadangan gas alam terbesar di dunia adalah Rusia dengan volume cadangan mencapai 1680 triliun kaki kubik. Posisi kedua disusul oleh Iran dengan jumlah cadangan gas terbukti sebesar 812 triliun kaki kubik. Meskipun memiliki cadangan gas yang cukup besar, namun gas alam belum



digunakan secara maksimal di Indonesia. Sebagian besar gas alam tersebut dijual ke pasar ekspor. Untuk memaksimalkan gas alam yang dimiliki Indonesia perlu diadakannya pemanfaatan gas alam lebih lanjut (Othmer, 2007).

Menurut data *Geology Agency*, pada tahun 2010 mereka telah mengidentifikasi keberadaan 14 cekungan di Indonesia yang mengandung *shale gas* dan satu berbentuk klasafet formation. Sumatera memiliki cekungan terbanyak yaitu tiga cekungan, yang diberi nama Baong Shale, Telisa Shale, dan Gumai Shale. Pulau Jawa dan Kalimantan masing-masing memiliki dua cekungan *shale gas*. Adapun potensi *shale gas* berbentuk klasafet formation berada di Papua (ESDM, 2014).

I.1.4 Penentuan Kapasitas Pabrik

Penentuan kapasitas produksi suatu pabrik merupakan hal yang mendasar dan sangat penting karena hal tersebut memiliki faktor yang sangat berpengaruh dalam perhitungan teknis dan analisis ekonomi suatu pabrik. Di Indonesia, pemenuhan kebutuhan akan *Dimethyl Ether* masih mengandalkan impor. *Dimethyl Ether* rencananya akan digunakan sebagai alternatif bahan bakar seiring meningkatnya peranan gas alam di Indonesia menjadi 30% pada tahun 2025 (Blueprintenergy, 2005) .

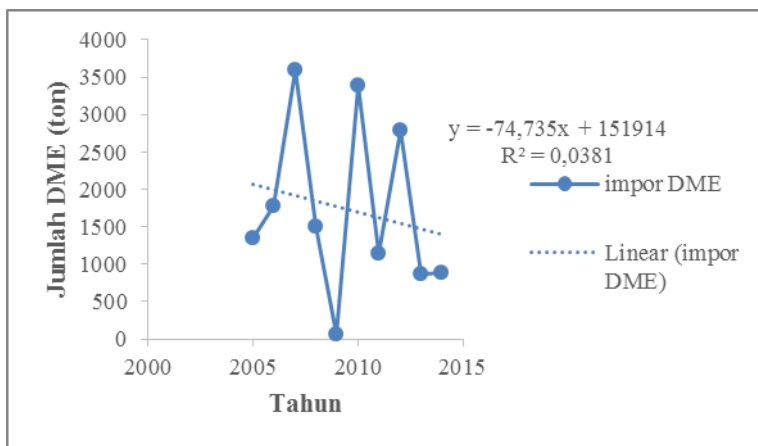
Tabel I.2 Data Impor *Dimethyl Ether* di Indonesia

No	Tahun	Jumlah (ton)
1	2005	1352,698
2	2006	1772,935
3	2007	3588,776
4	2008	1505,96
5	2009	67,345



No	Tahun	Jumlah (ton)
6	2010	3389,722
7	2011	1136
8	2012	2785,05
9	2013	870,836
10	2014	884,879

(Kemenperin, 2014)



Grafik I.1 Regresi Linear Impor *Dimethyl Ether*

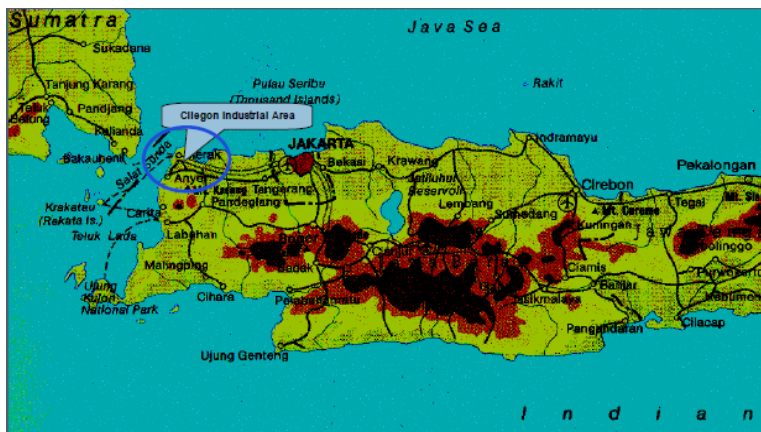
Dari grafik diatas didapatkan persamaan regresi sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 \text{Impor dimethyl ether} &= -74,735 (\text{tahun berupa}) + 151914 \\
 &= -74,735 (21) + 151914 \\
 &= 150344,565
 \end{aligned}$$



dengan persamaan regresi tersebut dapat diestimasi impor DME (*Dimethyl Ether*) pada tahun 2025 di Indonesia adalah sebesar 150344,565 ton. Dari prediksi impor tahun 2025 tersebut, maka Pabrik DME (*Dimethyl Ether*) yang akan didirikan di Indonesia ini direncanakan dapat memenuhi kebutuhan DME (*Dimethyl Ether*) di Indonesia sebesar 15% dari jumlah impor. Sehingga didapatkan kapasitas pabrik sebesar 22500 ton.

I.1.5 Lokasi Pabrik



Gambar I.1 Peta Banten

Lokasi perusahaan merupakan hal yang penting dalam menentukan kelancaran usaha. Kesalahan pemilihan lokasi pabrik dapat menyebabkan biaya produksi menjadi mahal sehingga tidak ekonomis. Hal-hal yang menjadi pertimbangan dalam menentukan lokasi suatu pabrik meliputi biaya operasional, ketersediaan bahan baku dan penunjang, sarana dan prasarana, dampak sosial, dan studi lingkungan. Lokasi yang dipilih untuk pendirian Pabrik *Dimethyl Ether* ini adalah di daerah industri Cilegon, Banten, Jawa Barat.

Alasan pemilihan lokasi ini antara lain:

1. Lokasi dekat dengan bahan baku



- Bahan baku yang kami gunakan berasal dari *metering station* gas alam di Cilegon.
2. Tersedianya listrik
Penyediaan kebutuhan listrik direncanakan akan disuplai secara internal. Dengan menggunakan generator listrik yang digerakan oleh turbin uap, menggunakan PLTA dan menggunakan panel surya.
 3. Penyediaan Air
Di dalam perencanaan pabrik ini, air diperlukan untuk memenuhi kebutuhan-kebutuhan selama berlangsungnya proses produksi. Air tersebut dipergunakan sebagai air proses, air sanitasi dan air umpan *boiler*. Bahan Baku air yang digunakan untuk pabrik ini berasal dari air sungai. Sebagian besar air bersih yang dihasilkan digunakan untuk kebutuhan industri dan sebagian lain untuk kebutuhan masyarakat kota Cilegon. Air baku yang diolah diambil dari sungai Cidanau yang bersumber dari danau alam "Rawa Dano" (*PT.Krakatau Steel*).
 4. Transportasi
Saat ini, di wilayah Provinsi Banten telah memiliki prasarana jalan raya yang memadai dalam kondisi baik yaitu 249,246 Km (*Bantenprov.go.id*). Untuk mempermudah pengangkutan bahan baku, bahan pendukung dan produk yang dihasilkan maka lokasi pabrik harus berada di daerah yang mudah dijangkau oleh kendaraan- kendaraan besar, misalnya dekat dengan badan utama jalan raya yang menghubungkan kota-kota besar, dan pelabuhan sehingga tidak perlu untuk membuat jalan khusus.
 5. Tenaga Kerja
Tenaga kerja sebagian besar akan diambil dari penduduk sekitar. Karena lokasinya cukup dekat dengan pemukiman penduduk, selain dapat memenuhi kebutuhan tenaga kerja juga dapat membantu meningkatkan taraf hidup penduduk sekitarnya.
-



I.2 Dasar Teori

Secara garis besar, pemanfaatan gas bumi dibagi ke dalam tiga kelompok, kelompok pertama, gas bumi sebagai bahan bakar. Sebagai sumber energi, gas bumi digunakan sebagai bahan bakar pembangkit listrik tenaga gas atau uap, bahan bakar industri ringan, menengah, dan berat, bahan bakar kendaraan bermotor, hingga bahan bakar rumah tangga. Kelompok kedua, gas bumi sebagai bahan baku. Selain sebagai sumber energi, gas bumi dimanfaatkan sebagai bahan baku beberapa produk seperti pupuk, petrokimia, metanol, dan plastik. Gas alam sering disebut sebagai gas bumi atau gas rawa yang merupakan bahan bakar fosil berbentuk gas yang terutama terdiri dari metana (CH_4), yang merupakan molekul hidrokarbon rantai terpendek dan teringan. Gas alam juga mengandung molekul-molekul hidrokarbon lebih berat etana (C_2H_6), propana (C_3H_8) dan butana (C_4H_{10}), selain juga gas-gas yang mengandung sulfur (belerang) juga mengandung helium. Metana adalah gas rumah kaca yang dapat menciptakan pemanasan global ketika terlepas ke atmosfer. Namun efek rumah kaca ini hanya bersifat sementara karena selain menghasilkan karbon dioksida juga menghasilkan air. Gas alam dapat berbahaya karena sifatnya yang sangat mudah terbakar dan menimbulkan ledakan. Sifat metana yang ringan menyebabkan mudah terlepas ke atmosfer. Umumnya gas alam ditemukan di ladang minyak, ladang gas bumi dan juga tambang batubara (ESDM, 2013).

Selama ini *Dimethyl ether* dikenal sebagai *propellant* dalam bentuk *aerosol* yang banyak digunakan sebagai salah satu bahan pendorong dalam industri parfum, obat pembasmi nyamuk, *foam* (sabun pencukur kumis bagi pria), pengharum ruangan, *colognes*, *hair sprays*, *personal care mousses*, *antiperspirants*, *room air fresheners*, serta industri *coating* dan otomotif. Sekarang ini *Dimethyl Ether* sedang diproyeksikan untuk dijadikan salah satu sumber bahan bakar alternatif ramah lingkungan yang nantinya akan menggantikan LPG, LNG, dan bahan bakar diesel. *Dimethyl ether* (DME) adalah ether paling sederhana yang



merupakan produk antara sintesa *gasoline* dari gas sintesa yang dikembangkan untuk mengantisipasi krisis energi tahun 1980. *Dimethyl Ether* memiliki mono struktur kimia yang sederhana ($\text{CH}_3\text{-O-CH}_3$) berbentuk gas pada *ambient temperature* (suhu lingkungan) dan dapat dicairkan seperti halnya *Liquefied Petroleum Gas* (LPG), sehingga infrastruktur untuk LPG dapat digunakan juga untuk *Dimethyl Ether*. *Dimethyl Ether* merupakan bahan bakar gas yang stabil dengan titik didih $25,1^\circ\text{C}$ pada tekanan atmosfer (*Ohno et al, 2006*). Sementara tekanan uap jenuh pada suhu 25°C adalah 6,1 atm (*BPPT, Kajian Pemanfaatan Dimethyl Ether, 2011*).

Bahan bakar ini adalah bahan bakar yang *multi source* (banyak sumber), dapat diproduksi dari berbagai bahan baku diantaranya *natural gas*, *fuel oil*, batubara, limbah plastik, limbah kertas, limbah pabrik gula atau *biomass*. Pada saat ini, *Dimethyl Ether* diproduksi dari *natural gas* yaitu melalui reaksi dehidrasi dari metanol dan penggunaannya sebagian besar adalah untuk *aerosol propellant* (gas pendorong) sebagai pengganti dari CFC (*chlorofluorocarbon*) pada *hair spray* atau *deodorant* serta penggunaan masih dalam jumlah terbatas sebagai bahan bakar rumah tangga berupa campuran (*blended*) DME-LPG. Sebetulnya *Dimethyl Ether* sudah lama dikenal dan digunakan, hanya saja dalam bentuk *aerosol* atau *propellant* untuk kaleng-kaleng *spray* (*BPPT, Kajian Pemanfaatan Dimethyl Ether, 2011*). Semenjak tahun 90-an, banyak negara maju melakukan penelitian dan pengembangan bahan bakar sintesis, salah satunya adalah senyawa *Dimethyl Ether* (DME). Jika di Brazil etanol diproduksi massal dan digunakan sebagai bahan bakar, maka *Dimethyl Ether* (CH_3OCH_3) yang merupakan senyawa turunan dari eter memiliki potensi sebagai bahan bakar sintesis alternatif yang sesuai digunakan untuk kendaraan mesin diesel (*Japan DME Association, 2015*).

**Tabel I.3** Perbandingan Karakteristik DME dan LPG

Parameter	<i>Dimethyl Ether</i>	LPG
Rumus Kimia	CH_3OCH_3	-
Titik Didih ($^{\circ}\text{C}$)	-25,1	-42
Titik Leleh ($^{\circ}\text{C}$)	-141,5	187,7
Density cair (g/cm^3) 20 $^{\circ}\text{C}$	670	570
Titik Nyala ($^{\circ}\text{C}$)	235	450
Tekanan Uap (Bar) Jenuh 25 $^{\circ}\text{C}$	6,1	2,4
Suhu Kritis ($^{\circ}\text{C}$)	126,9	152

(BPPT, *Kajian Pemanfaatan Dimethyl Ether*, 2011).

Dari data perbandingan karakteristik DME dan LPG pada tabel I.3 tersebut dapat diketahui beberapa point, yaitu :

1. Titik didih yang rendah, sehingga mudah dicairkan, sama halnya seperti LPG.
2. *Density* fase cair tidak berbeda jauh dengan LPG.
3. Tekanan uap jenuh DME tinggi (450 kPa/65 psi) dibandingkan LPG, sehingga penyimpanan dan pengangkutan dapat menggunakan infrastruktur LPG yang tersedia.
4. Suhu kritis DME (126.9 $^{\circ}\text{C}$) lebih rendah dari suhu kritis LPG (152 $^{\circ}\text{C}$) sehingga dapat dicairkan pada suhu kamar dan sangat memungkinkan untuk mengisi kembali tangki penyimpan LPG dengan campuran DME+LPG.
5. Aman (non-carcinogenic, non-teratogenic, non-mutagenic, dan non-toxic) terhadap kesehatan manusia.
6. DME merupakan zat murni bebas sulfur, bukan campuran berbagai hidrokarbon seperti bahan bakar fosil, sehingga tidak terjadi pencemaran senyawa aromatik benzene dan toluene maupun fosfor.



7. Tidak korosif terhadap logam, sehingga tidak perlu modifikasi khusus terhadap infrastruktur LPG yang ada baik digunakan sebagai pengganti/pencampur LPG.

I.3 Kegunaan

Menurut *BPPT, 2011*, *Dimethyl Ether* saat ini banyak digunakan sebagai:

1. Bahan tambahan pada pembuatan LPG
2. Sebagai bahan bakar alternatif kendaraan yang ramah lingkungan.
3. Sebagai *aerosol propellant* (gas pendorong) sebagai pengganti dari CFC (*chlorofluorocarbon*) pada *hair spray* atau *deodorant*.
4. Sebagai *Raw Material* untuk pembuatan bahan-bahan kimia.

I.4. Sifat-sifat Fisika dan Kimia

I.4.1 Bahan Baku Utama

I.4.1.1 Gas Alam dari metering station di Cilegon

a. Sifat Kimia Gas Alam

Tabel 4. Komponen Gas Alam

Komponen	% Mol ¹⁾	BM ²⁾
CH ₄	88,85	16
C ₂ H ₆	1,711	30
C ₃ H ₈	1,578	44
i-C ₄ H ₁₀	0,468	58
n-C ₄ H ₁₀	0,866	58
i-C ₅ H ₁₂	0,08	72
n-C ₅ H ₁₂	0,11	72
C ₆ H ₁₄	0,19	86
CO ₂	3,61	44



Komponen	% Mol ¹⁾	BM ²⁾
N ₂	2,537	28
TOTAL	100	
H ₂ S (ppm)	2	34

*Satuan dalam % mol

Sumber : 1) *Monomer Lab of Chandra Asri Petrochemical Center, 2003.*

2) *Chemical Properties Handbook (Carl, L.Yaws, 1999)*

Tabel 5. Entalpi Pembentukan dan Pembakaran Gas Alam

Komponen	H _f (kJ/mol)	H _c (kJ/mol)
CH ₄	-74,85	802,3
C ₂ H ₆	-84,68	1428,6
C ₃ H ₈	-103,85	2043,1
i-C ₄ H ₁₀	-126,15	2649
n-C ₄ H ₁₀	-134,52	2657,5
i-C ₅ H ₁₂	-154,47	3250,4
n-C ₅ H ₁₂	-146,44	3245
C ₆ H ₁₄	-167,19	3855,2
CO ₂	-393,51	-
N ₂	-	-
H ₂ S (ppm)	-20,60	518,16
TOTAL		

Sumber : *Chemical Properties Handbook (Carl, L.Yaws, 1999)*

b. Sifat Fisika Gas Alam

Tabel 6. Suhu Kritis dan Tekanan Kritis Gas Alam

Komponen	T _c (°K)	P _c (bar)
CH ₄	190,58	46,04



Komponen	Tc (°K)	Pc (bar)
C ₂ H ₆	305,42	48,8
C ₃ H ₈	369,82	42,49
i-C ₄ H ₁₀	408,18	36,48
n-C ₄ H ₁₀	425,18	37,97
i-C ₅ H ₁₂	460,43	33,81
n-C ₅ H ₁₂	469,65	33,69
C ₆ H ₁₄	507,43	30,12
CO ₂	304,19	73,82
N ₂	126,10	33,94
H ₂ S (ppm)	373,53	89,63
TOTAL		

Sumber : *Chemical Properties Handbook* (Carl, L.Yaws,1999)

I.4.2 Bahan Baku Pendukung

a. Sifat Fisika Bahan Baku Pendukung

Tabel 7. Suhu Kritis dan Tekanan Kritis Bahan Baku Pendukung

Komponen	BM	Tc (°K)	Pc (bar)
ZnO	81,389	-	-
MEA	61,084	638	68,7

Sumber : *Chemical Properties Handbook* (Carl, L.Yaws,1999)

b. Sifat Kimia Bahan Baku Pendukung

Tabel 8. Entalpi Pembentukan Bahan Baku Pendukung

Komponen	Hf (kJ/kmol)
ZnO	-350,5
MEA	-210,19

Sumber : *Chemical Properties Handbook* (Carl, L.Yaws,1999)



1.4.2.1 Steam (H_2O)

a. Sifat Fisika Steam

Steam yang digunakan adalah steam superheated, dengan spesifikasi sebagai berikut:

Tabel 9. Suhu dan Tekanan Steam Superheated

Komponen	BM	T (°C)	P (bar)
H_2O	18,015	253,24	42

(Hsi-Jen, 2013)

b. Sifat Kimia Steam

Tabel 10. Entalpi Pembentukan Steam

Komponen	Hf (kJ/kmol)
H_2O	-241,8

Sumber : *Chemical Properties Handbook* (Carl, L.Yaws, 1999)

1.4.3 Produk

1.4.3.1 Produk Utama

Dimethyl Ether

Komposisi *Dimethyl Ether* yang dihasilkan adalah 99% dan sisanya mengandung metanol (CH_3OH) dan impurities sebanyak 1%

a. Sifat Fisika *Dimethyl Ether*

Tabel 11. Suhu Kritis dan Tekanan Kritis *Dimethyl Ether*

Komponen	BM	Tc (°K)	Pc (bar)
CH_3OCH_3	46,069	400,1	53,7

Sumber : *Chemical Properties Handbook* (Carl, L.Yaws, 1999)

b. Sifat Kimia *Dimethyl Ether***Tabel 12.** Entalpi Pembentukan *Dimethyl Ether*

Komponen	Hf (kJ/kmol)
CH ₃ OCH ₃	-184,05

Sumber : *Chemical Properties Handbook (Carl, L.Yaws,1999)***I.4.3.2 Produk Samping**a. Sifat Fisika CO₂**Tabel 13.** Suhu Kritis dan Tekanan Kritis CO₂

Komponen	BM	Tc (°K)	Pc (bar)
CO ₂	44	304,19	73,82

Sumber : *Chemical Properties Handbook (Carl, L.Yaws,1999)*b. Sifat Kimia CO₂**Tabel 14.** Entalpi Pembentukan CO₂

Komponen	Hf (kJ/kmol)
CH ₃ OCH ₃	-393,50

Sumber : *Chemical Properties Handbook (Carl, L.Yaws,1999)*

BAB II

MACAM DAN URAIAN PROSES

II.1 Macam Proses

Dimetil eter (DME) memiliki aplikasi yang luas, seperti pelarut, propelan, bahan kimia intermediate, pengganti refrigerant, pengganti LPG dan bahan bakar transportasi. Baru-baru ini, dimetil eter telah menarik perhatian sebagai bahan bakar alternatif untuk mesin diesel dan pengganti LPG. Selain itu, karena dapat memancarkan polutan apalagi seperti CO, NO_x dan partikulat, dimetil eter benar-benar memenuhi standar untuk bahan bakar bersih. Di masa depan, DME akan banyak digunakan dalam industri bahan bakar. Secara tradisional, dalam proses industri, DME dihasilkan oleh dehidrasi metanol menggunakan katalis berpori asam. Metanol komersial disintesis dari CO / CO₂ hidrogenasi katalis Cu berbasis. Dengan demikian kita dapat mempersiapkan DME dari gas sintesis (*syngas*) dalam proses dua langkah dari *syngas* untuk metanol dan lebih lanjut untuk DME, atau dalam proses tunggal-langkah sintesis gas langsung ke DME (Chen, 2011).

Proses pembuatan *Dimethyl Ether* (DME) yang sudah dikomersialisasi menurut, ada dua macam, yaitu :

- a. Metode Sintesa Tidak Langsung (dari *syngas* ke methanol dengan proses sintesa metanol, kemudian menjadi DME dengan proses dehidrasi)
 1. Proses Haldor Topsoe
 2. Proses Lurgi Mega Methanol
 3. Proses TEC (Toyo Engineering Corporation)
 4. Proses MGC (Mitsubishi Gas Chemical)
- b. Metode Sintesa Langsung (dari *syngas* menjadi DME)
 1. Proses (JFE Holdings)



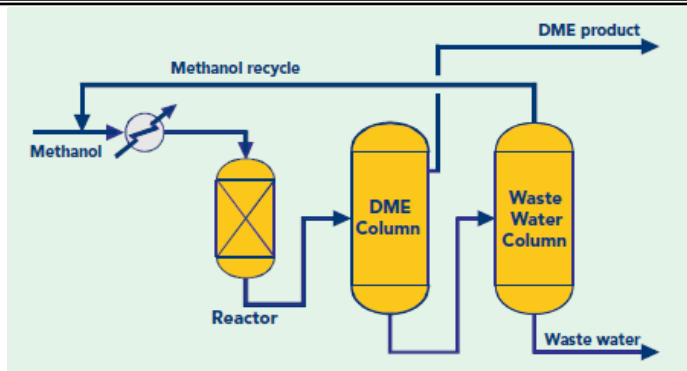
II.1.1 Metode Sintesa Tidak Langsung

Proses Sintesa Tidak Langsung adalah proses sintesa gas alam atau *syngas* dengan dua tahap proses yaitu tahap pertama proses *syngas* menjadi metanol kemudian dilanjutkan dengan proses dehidrasi metanol (Ohno, 2005).

II.1.1.2.1 Teknologi Haldor Topsoe

Topsoe telah meneliti produksi dan aplikasi dari *dimetil ether* (DME) selama puluhan tahun. Teknologi *Topsoe* menawarkan beberapa teknologi pembuatan DME yang dapat dihasilkan dari metanol serta umpan *hidrokarbon*. Integrasi panas yang efisien dapat menjamin biaya operasi yang hemat energi. Teknologi *Topsoe* mengembangkan katalis yang memiliki aktivitas katalik dan selektivitas yang tinggi dalam sintesa reaksi DME. Dalam pengalaman pasar, *Topsoe* telah memasok katalis dan teknologi DME untuk sejumlah pabrik di China dengan kapasitas mencapai 400.000 MTPY (*Haldor Topsoe*, 2010).

Teknologi *Haldor Topsoe* menggunakan langkah proses yang sudah teruji sebelumnya. Keunggulan dari proses *Haldor Topsoe* ini yaitu dari kualitas *syngas*, biaya produksi, kesederhanaan desain operasi dengan menggunakan uap rendah/ATR (*Auto Thermal Reformasi*). Proses teknologi *Haldor Topsoe* digunakan untuk konversi skala besar gas alam. Teknologi konversi metanol menjadi DME skala besar sudah ada. *Topsoe* mengembangkan aktivitas tinggi dan selektivitas pada rentang suhu yang tinggi. DME katalis dikembangkan oleh *Topsoe* dan katalis ini baru memungkinkan reaksi yang akan dilakukan dalam reaktor biaya rendah. Proses pembuatan DME sintesa metanol telah dipilih untuk pabrik DME terbesar di dunia, dengan 800.000 ton/tahun di Iran pada tahun 2006. Proses ini cocok untuk DME produksi di mana sejumlah besar metanol biaya rendah sudah tersedia. Proses pembuatan DME dapat dilihat pada **Gambar II.2** dibawah ini.



Gambar II.1 Proses Pembuatan DME dengan teknologi *Haldor Topsoe*

Proses diatas adalah proses pembuatan DME secara tidak langsung, dimana dalam pembentukan *Dimethyl Ether* (DME) melalui tangki *Waste Water Column* yang *merecycle* methanol sebelum masuk ke *reactor fixed bed* dan masuk ke *DME column* dan menjadi produk DME.

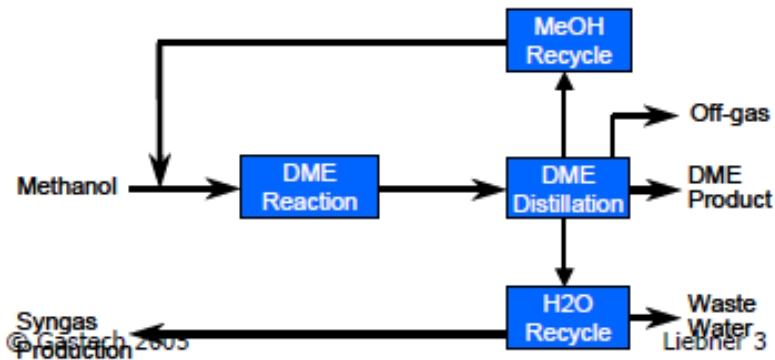
II.1.1.2.2 Teknologi *Lurgi Mega Methanol*

Pembuatan DME oleh *Lurgi Mega Methanol* direncanakan akan dibangun dengan kapasitas lebih dari satu juta metrik ton per tahun, merupakan ukuran standar yang setara dengan 5.000 ton/hari. Keuntungan dari teknologi *Lurgi Mega Methanol* menghasilkan "*ex-gate*" metanol dengan harga sekitar 65 \$/tahun. Di perencanaan pertama pada tahun 2004 teknologi *Lurgi Mega Methanol* diterapkan dengan sukses di Atlas/Trinidad dengan kapasitas 5.000 ton/hari dan perencanaan kedua didirikan di Zagros/Iran pada tahun 2005. Pada tahun 2004 teknologi *Lurgi Mega Methanol* diminta untuk membuat tiga pabrik dengan kapasitas DME masing – masing 5000, 6750 dan 5400 ton/hari (*Gastech*, 2005).

Teknologi *Lurgi Methanol* ini telah diterapkan pada pabrik DME di Trinidad pada tahun 2002 dengan kapasitas 5000



ton/tahun yang dapat dilihat pada **gambar II.4**. DME diperoleh sebagai produk dari sintesis metanol tekanan tinggi. Sintesis metanol tekanan tinggi didapatkan dari dehidrasi methanol. Dehidrasi dilakukan dalam *reaktor fixed-bed*. Produk didinginkan dan didistilasi untuk menghasilkan DME murni. **Gambar II.3** menunjukkan flowsheet sederhana dan murah untuk dehidrasi metanol. Dalam proses ini semua jenis dan kualitas dari DME dapat diproduksi. Perbedaan spesifikasi untuk bahan bakar, listrik tenaga gas generasi atau DME murni dapat dicapai hanya dengan berbagai ukuran dan desain dari menara distilasi DME (*Gastech, 2005*).



Gambar II.2 Proses Pembuatan DME proses Lurgi

II.1.1.2.3 Teknologi TEC (*Toyo Engineering Corporation*)

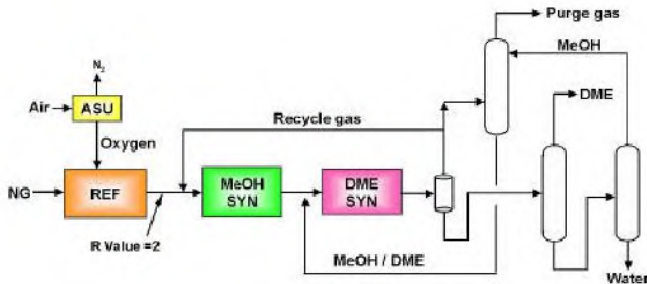
Toyo Engineering Corporation berhasil membentuk skala besar *Dimethyl Ether* (DME) proses manufaktur dengan kapasitas 2,5 juta ton/tahun. Proses DME dengan teknologi TEC melibatkan konversi gas alam menjadi sintesa gas (campuran karbon monoksida dan gas hidrogen). TEC memantapkan teknologinya sebagai teknologi ahli yang diakui, dengan menggabungkan teknologi sintesis baru. TEC telah mendirikan sebuah manufaktur Proses DME dengan kapasitas 7.000 sampai



8.000 ton/hari. Teknologi TEC mudah digunakan untuk skala besar perencanaan, dan bisa digunakan dengan menggunakan satu reaktor DME dengan kapasitas produksi mencapai 2,5 juta ton/tahun, yang akan membuat perencanaan biaya konstruksi rendah. TEC telah menempatkan penekanan pada pengembangan skala besar proses pelaksanaan proyek untuk membangun sebuah pabrik DME di Timur Tengah atau Asia Tenggara (*Toyo Engineering Corporation, 2011*).

Teknologi ini pertama kali diresmikan di China pada tahun 2003 dengan pabrikasi menggunakan kapasitas 10.000 ton/tahun. Proses reaksinya sama dengan cara pembuatan konvensional. Sintesa gas dengan nilai R mendekati 2 diumpankan ke dalam dua reaktor yang dipasangkan secara seri, dimana reaktor pertama mengandung katalis aktif untuk sintesa methanol, dan reaktor kedua mengandung katalis dehidrasi methanol yang bahan dasarnya adalah alumina.

Reaksi sintesa methanol 1 dan 2 adalah eksotermis, selanjutnya panas reaksi dikeluarkan pada reaktor pertama. Panas ini dialirkan oleh tube boiler lain yang terpasang di dalam reaktor atau *external waste heat boiler* yang terletak di antara reaktor. Produk utama proses ini adalah methanol, DME dan H_2O . Air yang terkandung di dalam output reaktor pertama, aliran ini dapat langsung masuk ke reaktor kedua tanpa pemisah air. Proses pembuatan DME melalui rute yang telah proven ini dapat dilihat pada **gambar II.3** berikut.



Gambar II.3 Proses Pembuatan DME yang sudah Proven TEC

Proses ini telah dikembangkan oleh JFE Japan pada tahun 1999 dengan pilot plant yang memproduksi 5 ton DME per hari yang menggunakan *reactor fase slurry*. Reaktor yang digunakan adalah jenis MRF-Z yang gambarnya dapat dilihat di bawah ini.

Proses ini memerlukan sintesa gas yang kandungannya kaya dengan CO ($H_2/CO = 1$). Sintesa gas dapat diproduksi dari autotermal reforming dari metana yang terdapat di dalam reaktor.

II.1.1.2.4 Latar Belakang MGC (*Mitsubishi Gas Chemical*)

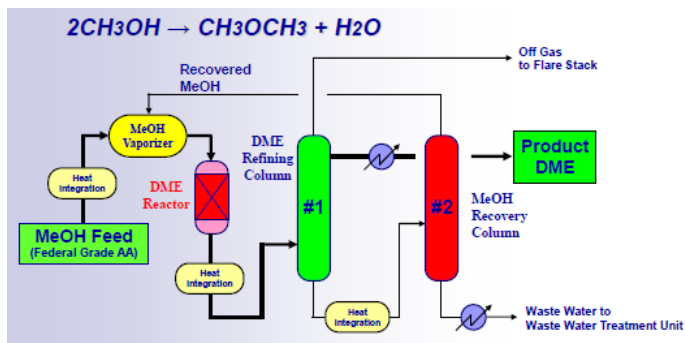
Mitsubishi Gas Chemical Company, Inc (MGC) dan JGC Corporation mengumumkan bahwa pada 11 Oktober 2012 telah berhasil menyelesaikan pengujian operasi komersial *dimetil ether* (DME) berlisensi. Produksi DME dengan menggunakan teknologi ini didasarkan pada pengembangan proses yang dilakukan oleh MGC pada tahun 1965. Mulai tahun 2001, MGC bekerjasama dengan JGC mengembangkan teknologi proses yang dapat meningkatkan kapasitas produksi mencapai (1,5 juta ton/tahun). Pada tahun 2008 MGC dan JGC bersama-sama menjual lisensi proses untuk produksi *fuel* DME. Proses ini menggunakan performa katalis yang tinggi. Proses dengan teknologi ini dioptimalkan untuk memastikan tinggi kemurnian produk. Selain itu, telah ditetapkan bahwa proses dengan teknologi ini dapat



digunakan untuk memproduksi DME skala besar seperti 1 juta ton/tahun

Teknologi MGC telah mendirikan pabrik di Niigata Jepang dengan kapasitas 80.000 ton/tahun. Pabrik yang didirikan memiliki kemurnian >99% DME dan *feedstock* Methanol Impor grade AA. Proses yang digunakan adalah proses Dehidrasi Methanol.

(*Fuel DME Production Co. Ltd., 2011*)



Gambar II.4 Proses Pembuatan DME Proses MGC

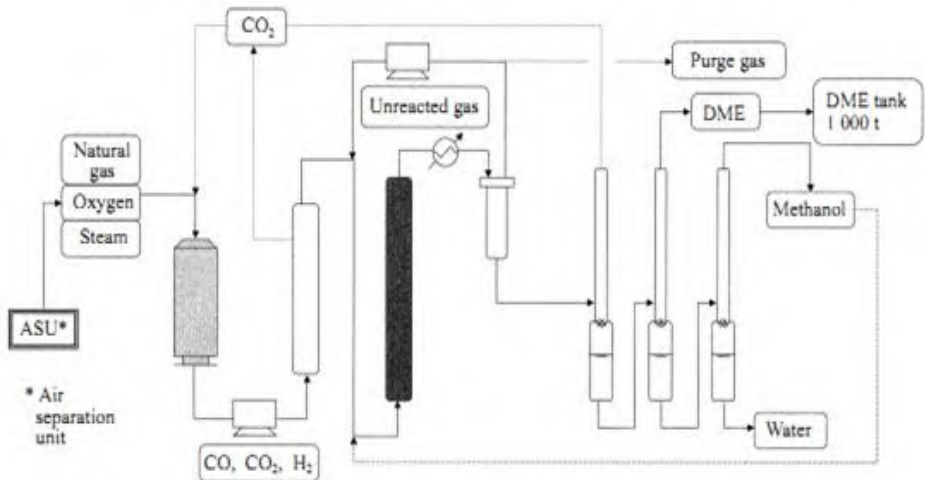
II.1.2 Metode Proses Sintesa Langsung

II.1.2.1 Definisi

Proses Sintesa Langsung adalah proses sintesa DME dari syngas, sintesa methanol dari syngas dan dehidrasi methanol yang diproses dalam reaktor yang sama. Proses Sintesa Langsung adalah proses sintesa DME menggunakan methanol sebagai bahan baku untuk dilakukan proses dehidrasi yaitu membuat methanol melepaskan air sehingga terbentuk dimethyl ether dan air sebagai produknya. Pabrik di dunia yang sudah menggunakan proses Sintesa Langsung dalam pembuatan Dimethyl Ether (DME) adalah *Jeiefu Hōrudingusu Kabushiki-gaisha* (JFE Holdings). Dari proses pembuatan DME dengan metode Sintesa Langsung pabrik *Jeiefu Hōrudingusu Kabushiki-gaisha* (JFE



Holdings) adalah dalam tahap yang paling maju. Demonstrasi pertama kali pabrik yang digunakan *Jeiefu Hōrudingusu Kabushiki-gaisha* (JFE Holdings) adalah pabrik di Kushiro, Jepang bagian utara dengan kapasitas 100 ton/hari (Ogawa, 2003).



Gambar II.5 Proses pembuatan DME JFE Holding

Dari **Gambar II.5** dapat dilihat diagram alir proses pembuatan DME pabrik JFE. Gas alam mengalami pretreatment untuk menghilangkan sulfur, setelah itu masuk ke steam reformer dimana steam direaksikan dengan gas alam menghasilkan syngas dengan hidrogen dan karbon monoksida dalam satu sampai satu rasio pada 1200°C di bawah tekanan 2,5 MPa. Setelah pendinginan, gas sintesis yang dikompresi sampai 5 MPa masuk ke reaktor slurry dan memisahkan CO₂ (Ogawa, 2003).

II.2 Seleksi Proses

Proses pembuatan DME ada dua macam yaitu Proses Sintesa tidak Langsung dan Proses Sintesa Langsung. Bahan baku yang digunakan dalam proses pembuatan DME adalah syngas.



Perbedaan dari Proses Sintesa Tidak Langsung dan Sintesa Langsung adalah kondisi operasi. Proses pembuatan DME dengan sintesa langsung paling efektif digunakan karena memiliki tekanan dan suhu operasi paling optimal. Selain itu, proses sintesa langsung memiliki konversi DME lebih besar dari proses sintesa tidak langsung.

Tabel II.1 Kondisi operasi proses sintesa langsung DME pada JFE

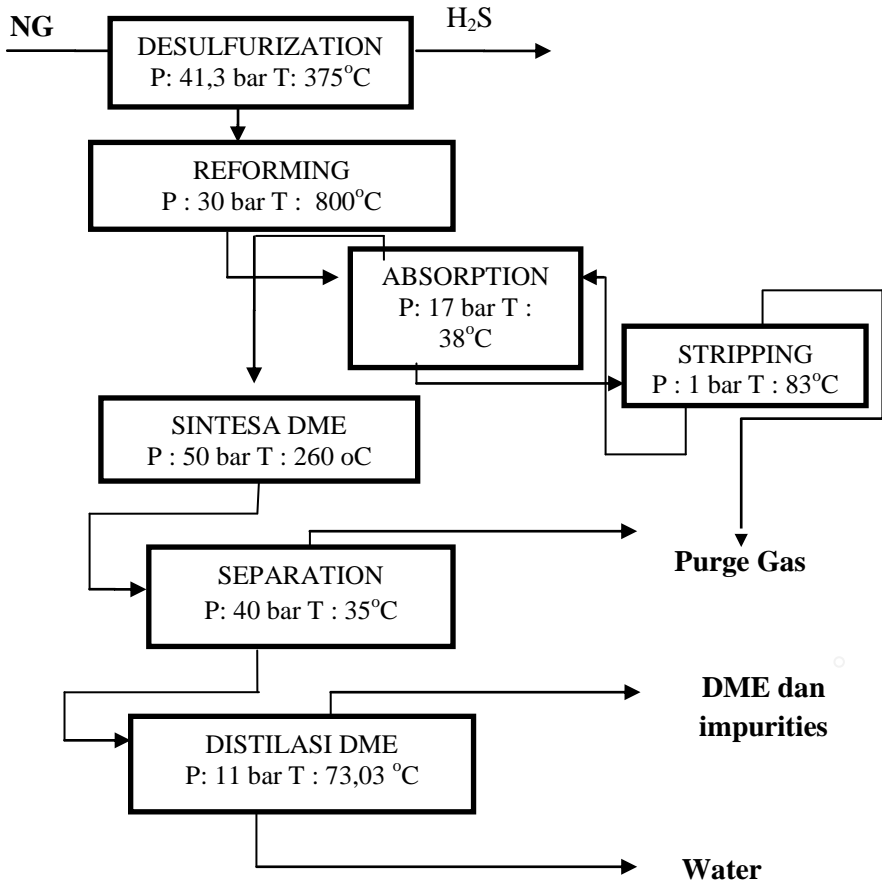
Developer	H ₂ /CO Ratio	Reaction temperature (°C)	Reaction Pressure (MPa)	One-pass conversion (%)	DME/ (DME+M ethanol) (%)
JFE (NKK)	1,0	250-280	5-6	55-60	90

Dari **Tabel II.1** di atas dapat dilihat kondisi operasi yang ada pada pabrik JFE dengan menggunakan proses sintesa langsung (Ogawa, 2003).



II.3 Uraian Proses Terpilih

Pembuatan *dimethyl ether* dengan bahan baku gas alam memiliki beberapa macam tahap proses. Secara umum prosesnya dapat dilihat dari *block diagram* dibawah ini dan untuk lebih detailnya dapat dilihat pada flowsheet yang ada pada lampiran 4.



Gambar II.6 Block Diagram Proses Pembentukan DME



II.3.1 Tahap Desulfurisasi

Gas alam yang digunakan sebagai bahan baku berasal dari *Cilegon metering station* dan ditampung pada *storage tank* (F-111) dengan tekanan 10 bar dan suhu 30°C. Gas alam tersebut mengandung banyak hidrokarbon dan dalam proses ini harus bebas dari kandungan sulfur, oleh karena itu gas alam akan masuk alat *desulfurizer* (R-110) untuk menghilangkan kandungan sulfur. Sebelum masuk ke alat tersebut gas alam dinaikkan tekanannya dari 10 bar menjadi 41,3 bar untuk memenuhi kondisi operasi yang dibutuhkan *desulfurizer* (R-110) melalui alat *compressor* (G-112) dan kemudian dinaikkan suhunya dari 47,4°C menjadi 375°C dengan alat *heater* (E-113). Pada alat *Desulfurizer* (R-110) menggunakan adsorben ZnO (*US Patent Robinson, 1978*).

Reaksinya sebagai berikut:



(*Hassan, 2008*).

Selanjutnya gas alam keluaran dari alat *desulfurizer* dicampur dengan *superheated steam* dengan tekanan 42 bar, yang disebut proses *mixing point*.

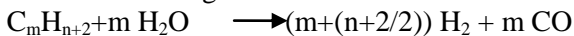
II.3.2 Tahap Reforming

Tujuan dari proses *reforming* adalah untuk memperoleh *syngas* sebagai bahan baku yang digunakan dalam reaksi sintesa *Dimethyl ether*, yang didapat melalui suatu reaksi katalitik *reforming* antara hidrokarbon dan *steam* pada alat *steam reformer* (R-210). Setelah dari *mixing point*, yaitu pencampuran gas alam dengan *steam, feed* untuk alat *steam reformer* diturunkan tekanannya dari 41,3 bar menjadi 30 bar dengan alat *expander* (G-211) dan dinaikkan suhunya menggunakan *heater* (E-212) dari suhu 367,5°C sampai suhunya mencapai 800°C. *Reformer* adalah suatu ruang pembakaran secara langsung dengan menggunakan bahan bakar gas alam dan udara dimana terdapat tabung-tabung yang didalamnya mengandung katalis nikel (*Liu, James A. 2006*). Bahan bakar untuk memanaskan *furnace* yang ada di dalam *steam reformer* yaitu gas alam dan udara yang menghasilkan *flue gas* dengan suhu 1060°C (*US Patent Randhava et*



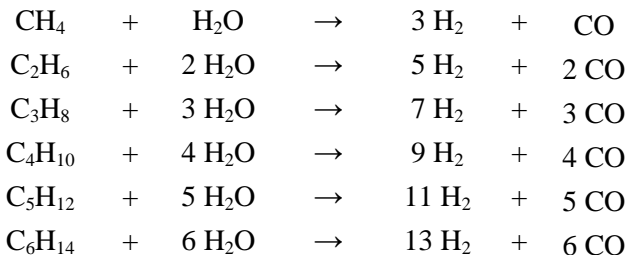
al, 2014). Panas dari *flue gas* ini dimanfaatkan kembali untuk memanaskan *heater* (E-412) dan *heater-heater* yang ada sebelum proses *steam reforming*. *Flue gas* sisa dari proses *recovery heat* pada *heater*, disalurkan ke proses pengolahan limbah, dimana *flue gas* sisa ini termasuk limbah gas karena mengandung sulfur.

Gas keluar hasil dari reaksi dalam *steam reformer* ini disebut gas produk (*syn gas*). Reaksi yang terjadi pada reformer secara garis besar adalah sebagai berikut :



(Sadati, 2015)

Penjabaran reaksi pada steam reformer pada komponen gas alam adalah sebagai berikut :



Gas produk (*syn gas*) mengandung CH_4 , H_2 , CO , CO_2 serta *steam* yang tak terurai bersama-sama dengan sejumlah inert (N_2). Biasanya CH_4 memiliki konversi sekitar 94% dalam *reformer* (Xiang-dong Peng, 2002). Sebelum masuk ke dalam *absorber*, *syn gas* yang keluar dari *steam reformer* selanjutnya digunakan untuk memanaskan aliran *boiler feed water* yang akan masuk ke dalam *waste heat boiler* (E-213) untuk menghasilkan *steam* sehingga terjadi transfer panas dan menyebabkan temperatur *syn gas* turun. Selanjutnya *syn gas* tersebut diturunkan tekanannya dari 30 bar menjadi 17 bar pada alat *expander* (G-311) dan didinginkan di *cooler* (E-312) dari suhu 330°C hingga suhu 38°C dengan pendingin *cooling water* pada suhu 30°C , untuk selanjutnya masuk ke *absorber* (D-310).

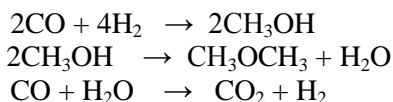


II.3.3 Tahap Absorpsi CO₂

Kemudian gas proses (*syn gas*) akan masuk ke alat selanjutnya yaitu *Absorber* CO₂ (D-310) yang bertugas mengabsorpsi gas CO₂ dalam gas proses dengan menggunakan larutan MEA (Monoethanolamine). Gas masuk *absorber* bersuhu 38°C dan bertekanan 17 bar. MEA (MonoEtanolAmine) yaitu absorben CO₂ berupa *liquid* yang terbuat dari gugus alkanol dan amine (Othmer, 2005). Absorben MEA ini disuplai dari MEA *storage tank* (F-118). Gas keluaran (*top product*) dari alat *absorber* dengan suhu 70°C dan tekanan 17 bar akan diteruskan pada proses selanjutnya. Sedangkan *bottom product* yang mengandung CO₂ yang terabsorb dengan absorben MEA dipanaskan dengan *heater* (E-323) dari suhu 77°C hingga suhu 83°C dan akan masuk pada alat *stripper* (D-320) untuk memisahkan MEA dan CO₂ serta meregenerasikan MEA kembali ke *Absorber* (D-310). *Syn gas* keluaran dari *absorber* (*top product*) kemudian dinaikkan tekanannya menggunakan *compressor* (G-411) dari tekanan 17 bar menjadi 50 bar dan dipanaskan menggunakan *heater* (E-412) dari suhu 70°C sampai suhunya 260 °C agar memenuhi kondisi operasi yang dimiliki *Reactor Synthesis DME* (R-410) yaitu pada suhu 260°C dan tekanan 50 bar (Ogawa, 2003).

II.3.4 Tahap Sintesis DME

Selanjutnya, setelah dinaikkan suhu dan tekanannya, *syn gas* masuk ke *Reactor Synthesis DME* (R-410) dan pada reaktor sintesa DME terjadi reaksi konversi pembentukan DME sebagai berikut:



(Ogawa, 2003).

Produk keluaran dari reaktor sintesa DME ini menghasilkan produk yang mengandung methanol (CH₃OH) dan DME (CH₃OCH₃) dengan suhu 250°C dan tekanan 50 bar. Produk



DME dan komponen lain yang keluar dari reaktor sintesa DME (R-410) diturunkan tekanannya menggunakan *expander* (G-511) dari 50 bar sampai tekanan 40 bar dan didinginkan dengan *cooler* (E-512) dari suhu 260 °C menjadi suhu 35 °C yang kemudian masuk ke dalam alat *separator* (H-510).

II.3.4 Tahap Pemisahan Fase

Separator berfungsi untuk memisahkan komponen keluaran dari *reactor DME* (R-410) berdasarkan fase liquid dan fase gas, fase gas akan keluar pada bagian atas sebagai *by product* dan fase liquid keluar pada bagian bawah yang kemudian akan masuk ke Kolom Distilasi (D-610). Keluar dari *Separator* (H-510), *liquid* produk separator dipanaskan menggunakan *heater* (E-611) dari suhu 35°C sampai suhunya menjadi 73,03 °C serta diturunkan tekanannya menggunakan *expander valve* (K-612) dari 40 bar menjadi 11 bar sebelum masuk kolom distilasi (D-610).

II.3.5 Tahap Pemurnian DME

Setelah diturunkan tekanannya dan dinaikkan suhunya, liquid produk separator masuk ke dalam kolom distilasi. Di dalam unit pemisahan ini dilakukan dengan proses pemisahan produk menggunakan kolom distilasi (D-610) berdasarkan tingkat volatilitasnya yang bertujuan untuk memisahkan DME dari komponen-komponen lain keluaran dari *Separator* (H-510). Kolom distilasi (D-610) beroperasi pada suhu *feed* 73,03 °C dan tekanannya 11 bar. DME yang terbentuk pada *top product* akan menuju *DME Storage Tank* (F-710) untuk disimpan dan waste water keluar dari kolom distilasi (D-610) sebagai *bottom product*.

BAB III NERACA MASSA

Basis:

Waktu Operasi

1 tahun = 330 hari

1 hari = 24 jam

Kapasitas Produksi

Kapasitas Produksi = 2840,91 kg DME/jam

= 2,841 ton/jam

= 22500 ton DME/tahun

Basis 1 jam operasi

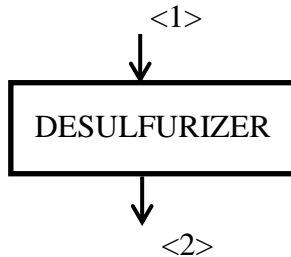
Perhitungan neraca massa dilakukan mengikuti metode basis, sehingga didapat kapasitas bahan baku sebesar = 156,2 kmol/jam

Tabel 3.1 Komposisi Gas Alam

Komponen	% Mol	BM
CH ₄	88.85	16
C ₂ H ₆	1.7110	30
C ₃ H ₈	1.5780	44
i-C ₄ H ₁₀	0.4680	58
n-C ₄ H ₁₀	0.8660	58
i-C ₅ H ₁₂	0.0800	72
n-C ₅ H ₁₂	0.1100	72
C ₆ H ₁₄	0.1900	86
CO ₂	3.6100	44
N ₂	2.5370	28
TOTAL	100	
H ₂ S	2 ppm	34



1. Desulfurizer (R-110)



Keterangan

<1> = Feed gas alam yang masuk desulfurizer

<2> = Gas alam yang keluar desulfurizer

Massa masuk = Massa Keluar + Massa akumulasi

$m<1> + m<\text{ZnO}> = m<2> + m<\text{ZnO}> + m<\text{ZnS}>$

$m<1> = m<2> + m<\text{ZnS}>$

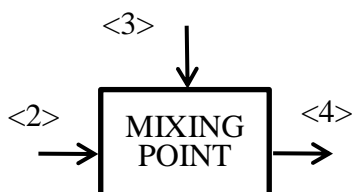
Tabel 3.2 Neraca Massa Desulfurizer (R-110)

Komp.	Masuk	ZnO dlm tangki (kg)	Keluar	Akumulasi
	m<1>		m<2>	m <acc>
	(kg)		(kg)	(kg)
CH ₄	2219.9706	0.0000	2219.9706	0.0000
C ₂ H ₆	80.1569	0.0000	80.1569	0.0000
C ₃ H ₈	108.4250	0.0000	108.4250	0.0000
i-C ₄ H ₁₀	42.3881	0.0000	42.3881	0.0000
n-C ₄ H ₁₀	78.4360	0.0000	78.4360	0.0000
i-C ₅ H ₁₂	8.9948	0.0000	8.9948	0.0000
n-C ₅ H ₁₂	12.3679	0.0000	12.3679	0.0000
C ₆ H ₁₄	25.5165	0.0000	25.5165	0.0000



CO ₂	248.0445	0.0000	248.0445	0.0000
N ₂	110.9298	0.0000	110.9298	0.0000
H ₂ S	0.0059	0.0000	0.0000	0.0000
H ₂ O	0.0000	0.0000	0.0031	0.0000
ZnO	0.0000	0.0391	0.0000	0.0250
ZnS	0.0000	0.0000	0.0000	0.0169
sub total	2935.2361	0.0391	2935.2333	0.0419
Total	2935.2752		2935.2752	

2. Mixing Point



Keterangan

<2> = Gas proses dari desulfurizer

<3> = Steam

<4> = Gas proses setelah dicampur dengan steam

Massa masuk = Massa Keluar

$$m<2> + m<3> = m<4>$$

Tabel 3.3 Neraca Massa Mixing Point

Komp,	Masuk		Keluar
	<2> (kg)	<3> (kg)	<4> (kg)
CH ₄	2220	0	2220



C_2H_6	80,16	0	80,16
C_3H_8	108,43	0	108,43
i- C_4H_{10}	42,39	0	42,39
n- C_4H_{10}	78,44	0	78,44
i- C_5H_{12}	8,99	0	8,99
n- C_5H_{12}	12,37	0	12,37
C_6H_{14}	25,52	0	25,52
CO_2	248	0	248,04
N_2	110,93	0	110,93
H_2O	0	10629	10629,3
SubTotal	2935	10629	13564,5
TOTAL	13564,49		13564,49

3. Steam Reforming (R-210)



Keterangan

<4> = Gas proses yang telah dicampur dengan steam

<5> = Gas proses yang keluar dari steam reformer

Massa masuk = Massa Keluar

$m_{<4>} = m_{<5>}$

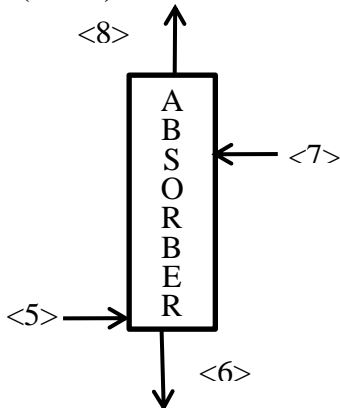
Tabel 3.4 Neraca Massa Steam Reforming (R-210)

Komp,	Masuk <4> (kg)	Keluar <5> (kg)
CH_4	2220	111
C_2H_6	80,16	0.000



C_3H_8	108,43	0.000
i- C_4H_{10}	42,39	0.000
n- C_4H_{10}	78,44	0.000
i- C_5H_{12}	8,99	0.000
n- C_5H_{12}	12,37	0.000
C_6H_{14}	25,52	0.000
CO_2	248,0	248,0
N_2	110,93	110,9
H_2O	10629	7819
CO	0.000	4372
H_2	0.000	903,9
TOTAL	13564,4917	13564,4917

4. Absorber (D-310)



Keterangan

<5>= Gas proses dari Reformer

<8>= Gas proses yang keluar dari absorber

<6>= Absorben dan gas yang terserap

<7>= Absorben (Larutan MEA)



Massa masuk = Massa Keluar

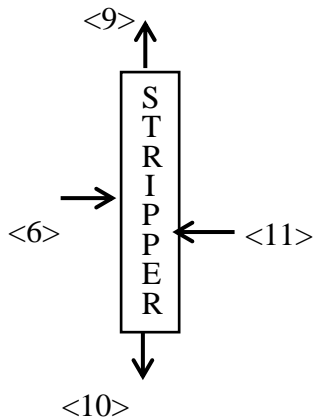
$m_{<5>} + m_{<7>} = m_{<6>} + m_{<8>}$

Tabel 3.5 Neraca Massa Absorber (D-310)

Komp,	Masuk		Keluar	
	<5> (kg)	<7> (kg)	<8> (kg)	<6> (kg)
CH ₄	111,00	0.0000	111,00	0.0000
C ₂ H ₆	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C ₃ H ₈	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
i-C ₄ H ₁₀	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
n-C ₄ H ₁₀	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
i-C ₅ H ₁₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
n-C ₅ H ₁₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C ₆ H ₁₄	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO ₂	248,04	0,0000	12,40	235,64
N ₂	110,93	0,0000	110,93	0.0000
H ₂ O	7818,7	40,40	1571,8	6287,3
CO	4372,0	0,0000	4372,0	0.0000
H ₂	903,82	0,0000	903,82	0.0000
MEA	0,0000	10,10	0,0000	10,10
SubTotal	13564	50,50	7082,0	6533,0
TOTAL	5923.8255		5923.8255	



5. Stripper (D-320)



Keterangan :

<6>= Absorben dan gas yang terabsorb

<9>= Gas CO₂

<10>= Absorben (Larutan MEA)

<11>= Steam

Massa masuk = Massa Keluar

$$m<6> = m<10> + m<9>$$

Tabel 3.6 Neraca Massa Stripper (D-320)

Komp,	Masuk		Keluar	
	<6>	<11>	<10>	<9>
	(kg)	(kg)	(kg)	(kg)
CH ₄	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
C ₂ H ₆	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
C ₃ H ₈	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
i-C ₄ H ₁₀	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-C ₄ H ₁₀	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000



i-C ₅ H ₁₂	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-C ₅ H ₁₂	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
C ₆ H ₁₄	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CO ₂	0.0361	0.0361	0,02	235,6
N ₂	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H ₂ O	0.0000	12073	0.0000	12073
CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H ₂	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
MEA	6297,4	0.0000	6297,4	0.0000
SubTotal	6533,0	12073	6297,4	12309
TOTAL	18606		18606	

6. Reaktor DME (R-410)



Keterangan :

<8> = Gas yang keluar dari absorber

<12> = Gas yang keluar dari reaktor

Massa masuk = Massa Keluar

m<8> = m<12>

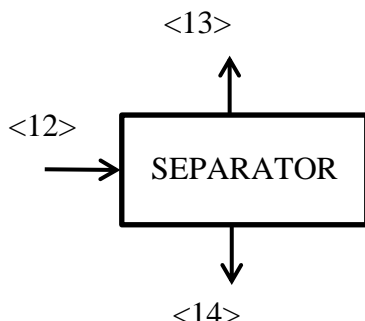
Tabel 3.7 Neraca Massa Reaktor DME (R-410)

Komp	Masuk	Keluar
	<8> (kg)	<12> (kg)



CH ₄	111.00	111,00
CO ₂	12.40	399.888
N ₂	110.93	110.93
H ₂ O	1571.82	2721,06
CO	4372.02	15,739
H ₂	903.82	334,334
CH ₃ OH	0.0000	46,968
CH ₃ OCH ₃	0.0000	3342,07
TOTAL	7081,9879	7081,9879

7. Separator (H-510)



Keterangan

<12>= Gas proses yang keluar dari Reaktor DME

<13>= Gas proses yang keluar dari Separator

<14>= Kondensat yang terpisah dari gas proses

Massa masuk = Massa Keluar

$$m_{<12>} = m_{<13>} + m_{<14>}$$

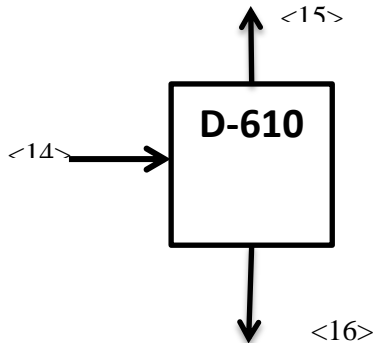
Tabel 3.8 Neraca Massa Separator (H-510)

Komp,	Masuk	Keluar	
	<12>	<13>	<14>



	(kg)	(kg)	(kg)
CH ₄	111.00	110.894	0.105
CO ₂	399.8882	356.452	43.436
N ₂	111	110.879	0.051
H ₂ O	2721.063	3.453	2717.610
CO	15.74	15.729	0.010
H ₂	334.334	334.138	0.197
CH ₃ OH	46.97	0.292	46.676
CH ₃ OCH ₃	3342.07	499.94	2842.122
TOTAL	7081.9879	7081.9879	

8. Distilasi DME (D-610)



Keterangan :

<14>= Feed

<15>= Top Product

<16>= Bottom Product

Massa masuk = Massa Keluar

$$m<14> = m<15> + m<16>$$

**Tabel 3.10 Neraca Massa Distilasi DME (D-610)**

Komp,	Masuk	Keluar	
	<14> (kg)	<15> (kg)	<16> (kg)
CH ₄	0.105	0.105	0.0000
CO ₂	43	43	0.0000
N ₂	0.051	0.051	0.0000
H ₂ O	2718	0.0000	2718
CO	0.010	0.0010	0.0000
H ₂	0.197	0.197	0.0000
CH ₃ OH	46.7	0.467	46.2
CH ₃ OCH ₃	2842	2841	1.137
Sub Total	2576.7509	1894.5682	682.1827
TOTAL	2576.7509	2576.7509	

BAB IV NERACA ENERGI

Basis:

Waktu Operasi

1 tahun = 330 hari

1 hari = 24 jam

Kapasitas Produksi

Kapasitas Produksi = 2840,91kg DME/jam

= 2,841 ton/jam

= 22500 ton DME/tahun

Basis 1 jam operasi

Perhitungan neraca massa dilakukan mengikuti metode alur maju, sehingga didapat kapasitas bahan baku sebesar = 156,2 kmol/jam

Temperatur Referen = 25°C = 298,15 K

Perhitungan neraca panas menggunakan rumus sebagai berikut:

$$\frac{\langle Cp \rangle_H}{R} = \sum A + \frac{\sum B}{2} T_0 (\tau + 1) + \frac{\sum C}{3} T_0^2 (\tau^2 + \tau + 1) + \frac{\sum D}{4 T_0^3}$$

↓
Suku 1

↓
Suku 2

↓
Suku 3

↓
Suku 4

1. Kompresor (G-114)

Tabel 4.1 Neraca Energi Kompresor (G-114)

NERACA ENERGI KOMPRESOR (G-114)			
MASUK	kJ	KELUAR	kJ
H1	188623.9503	H1'	918728.27
W	730104.317		
TOTAL	918728.27	TOTAL	918728.27



2. Heater (E-115)

Tabel 4.2 Neraca Energi Heater (E-115)

NERACA ENERGI HEATER (E-115)			
MASUK	kJ	KELUAR	kJ
H1'	918728.267	H1''	17715976.76
Q supp	17681314	Q loss	884065.7099
TOTAL	18600042	TOTAL	18600042

3. Desulfurizer (R-110)

Tabel 4.3 Neraca Energi Desulfurizer (R-110)

NERACA ENERGI DESULFURIZER (R-110)			
MASUK	kJ	KELUAR	kJ
H1'''	36665201	H2	36665201
(-ΔH _{rx})	1.32E-05		
TOTAL	36665201	TOTAL	36665201

4. Mixing Point

Tabel 4.4 Neraca Energi Mixing Point

NERACA ENERGI MIXING POINT			
MASUK	kJ	KELUAR	kJ
H2	36665201.31	H4	45965179.45
H3	9299978.142		
TOTAL	45965179.45	TOTAL	45965179.45

**5. Expander (G-211)****Tabel 4.5 Neraca Energi Expander (G-211)**

NERACA ENERGI EXPANDER (G-211)			
MASUK	kJ	KELUAR	kJ
H4	45965179.45	H4'	35334491,47
W	-10630687,97		
TOTAL	35334491,47	TOTAL	35334491,47

6. Heater (E-211)**Tabel 4.6 Neraca Energi Heater (E-211)**

NERACA ENERGI HEATER (E-211)			
MASUK	kJ	KELUAR	kJ
H4'	3,5E+07	H4''	93254087,4
Qsupp	60967996	Q loss	3048399,786
TOTAL	96302487	TOTAL	96302487

7. Steam Reformer (R-210)**Tabel 4.9 Neraca Energi Steam Reformer (R-210)**

NERACA ENERGI STEAM REFORMER			
MASUK	kJ	KELUAR	kJ
H4'''	1,991E+08	H5	4,E+07
Qc	-1,159E+08	ΔH_{rx}	3,E+07
		Qloss	1,E+07
TOTAL	8,E+07	TOTAL	8,E+07



8. Waste Heat Boiler (E-215)

Tabel 4.8 Neraca Energi Waste Heat Boiler (E-215)

NERACA ENERGI WASTE HEAT BOILER (E-215)			
MASUK	kJ	KELUAR	kJ
H5	3,6E+07	H5'	21894934,58
H8	1213431	H9	14845036,32
		Qloss	717452,901
TOTAL	37457424	TOTAL	37457424

9. Expander (G-311)

Tabel 4.9 Neraca Energi Expander (G-311)

NERACA ENERGI EXPANDER (G-311)			
MASUK	kJ	KELUAR	kJ
H5'	21894934,58	H5''	4582848,478
W	-17312086,1		
TOTAL	4582848,48	TOTAL	4582848,478

10. Cooler (E-312)

Tabel 4.10 Neraca Energi Cooler (E-312)

NERACA ENERGI COOLER (E-312)			
MASUK	kJ	KELUAR	kJ
H5''	4582848	H5'''	281350,4419
		Qserap	4301498,037
TOTAL	4582848	TOTAL	4582848

**11. Absorber (D-310)****Tabel 4.11 Neraca Energi Absorber (D-310)**

NERACA ENERGI ABSORBER (D-310)			
MASUK	kJ	KELUAR	kJ
H5'''	281350,442	H6	1368570,9
H7	49028,3819	H8	1206252,4
Qsupply	1519304,09	ΔH_{rx}	-645176,9
		Qloss	75965,204
TOTAL	2,E+06	TOTAL	2,E+06

12. Heater (E-323)**Tabel 4.12 Neraca Energi Heater (E-323)**

NERACA ENERGI HEATER (E-323)			
MASUK	kJ	KELUAR	kJ
H6	1,4E+06	H6'	1526466
Q supp	166205,3	Q loss	8310,26
TOTAL	2,E+06	TOTAL	2,E+06

13. Stripper (D-320)**Tabel 4.13 Neraca Energi Stripper (D-320)**

NERACA ENERGI STRIPPER (D-320)			
MASUK	kJ	KELUAR	kJ
H6'	1,5E+06	H9	9,5E+09
Qreboiler	1E+10	H10	5251964
		Qloss	5E+08
TOTAL	1,E+10	TOTAL	1,E+10

**14. Kompresor (G-411)****Tabel 4.14 Neraca Energi Kompresor (G-411)**

NERACA ENERGI KOMPRESOR (G-411)			
MASUK	kJ	KELUAR	kJ
H12	1206252,355	H12'	1,4E+07
W	12315505,04		
TOTAL	1,E+07	TOTAL	1,E+07

15. Heater (E-412)**Tabel 4.15 Neraca Energi Heater (E-412)**

NERACA ENERGI HEATER (E-412)			
MASUK	kJ	KELUAR	kJ
H8'	1,2E+06	H8"	1,1E+07
Q supp	9833826	Q loss	491691
TOTAL	1,E+07	TOTAL	1,E+07

16. Reaktor DME (R-410)**Tabel 4.16 Neraca Energi Reaktor DME (R-410)**

NERACA ENERGI REAKTOR DME (R-410)			
MASUK	kJ	KELUAR	kJ
H8"	1E+07	H12	23296942
			-
Q supp	7E+06	ΔH_{rx}	6027454,3
		Q loss	353742,12
TOTAL	2,E+07	TOTAL	2,E+07

**17.Expander (G-510)****Tabel 4.17 Neraca Energi Expander (G-510)**

NERACA ENERGI EXPANDER (G-511)			
MASUK	kJ	KELUAR	kJ
H12	23296941,86	H12'	8784957
W	-1,5E+07		
TOTAL	9,E+06	TOTAL	9,E+06

18.Cooler (E-512)**Tabel 4.18 Neraca Energi Cooler (E-512)**

NERACA ENERGI COOLER (E-512)			
MASUK	kJ	KELUAR	kJ
H12'	8784957	H12''	144894,31
		Q serap	8,6E+06
TOTAL	8784957	TOTAL	9,E+06

19.Separator (H-510)**Tabel 4.19 Neraca Energi Separator (H-510)**

NERACA ENERGI SEPARATOR (H-510)			
MASUK	kJ	KELUAR	kJ
H12''	144894	H13	3272970,8
		H14	1877824,9
Q supp	1E+06	Q loss	65802,713
TOTAL	1,E+06	TOTAL	1,E+06



20. Expansion Valve

Tabel 4.20 Neraca Energi Expansion Valve

NERACA ENERGI EXPANSION VALVE			
MASUK	kJ	KELUAR	kJ
H17" (GAS)	62230	H17	62230
TOTAL	62230	TOTAL	62230

21. Heater (E-611)

Tabel 4.21 Neraca Energi Heater (E-611)

NERACA ENERGI HEATER (E-611)			
MASUK	kJ	KELUAR	kJ
H14	6,2E+04	H14'	408981
Qsupp	3,3E+05	Qloss	1,6E+04
TOTAL	4,E+05	TOTAL	4,E+05

22. Kolom Distilasi DME (D-610)

Tabel 4.22 Neraca Energi Kolom Distilasi DME (D-610)

NERACA ENERGI DISTILASI DME (D-610)			
MASUK	kJ	KELUAR	kJ
H14	4,1E+05	H15	1838196
Qr	2,18E+08	H16	1E+08
		Qc	1E+08
		Q loss	1,1E+07
TOTAL	2,E+08	TOTAL	2,E+08

BAB V

SPESIFIKASI ALAT

Spesifikasi peralatan yang digunakan dalam Perancangan Pabrik Dimethyl Ether (DME) dari Gas Alam dengan Proses Direct Contact adalah sebagai berikut :

1. DME STORAGE TANK (F-710)

Fungsi	: Tempat menyimpan DME
Bentuk	: Tangki berbentuk Silinder tegak dengan tutup dan alas datar
Bahan Konstruksi	: Carbon Steel SA – 285 Grade C
Kapasitas	: 15462,37 ft ³ /jam
<u>Dimensi Shell</u>	
Diameter, inside	: 28,4709 ft
Tinggi	: 42,7063 ft
Tebal	: 0,1482 in

2. DESULFURIZER (R-110)

Fungsi	: Menghilangkan H ₂ S dalam gas alam
Jenis	: <i>Fixed Bed Reactor</i>
Bentuk	: Bejana vertikal dengan tutup dan alas <i>ellipsoidal dished head</i>
Bahan Konstruksi	: Carbon Steel SA – 285 Grade C
Kapasitas	: 42.83 ft ³ /jam
Volume Katalis	: 0,97 m ³
Katalis	: ZnO
<u>Dimensi Shell</u>	
Diameter, inside	: 113 in
Tinggi	: 169 in
Tebal	: 1 3/4 in
<u>Dimensi Alas dan Tutup</u>	
Tinggi	: 1,97 ft
Tebal	: 1 3/4 in



3. REAKTOR STEAM REFORMER (R-210)

Fungsi	: Tempat bereaksi antaras gas alam dan steam untuk menghasilkan syngas
Jenis	: Fixed Bed Multitube
Bahan Konstruksi	: Tube terbuat dari bahan Cr-Ni
Kapasitas Katalis	: 150 L
Jumlah	: 1 unit
<u>Dimensi Tube</u>	
Diameter, inside	: 0,375 ft
Diameter, outside	: 0,833 ft
Panjang	: 25 ft
Jumlah	: 351 tube

4. COMPRESSOR (G-411)

Fungsi	: Menaikkan tekanan gas proses
Tipe	: Centrifugal Compressor
Material rotor	: Carbon steel
Suction pressure	: 17 bar
Discharge pressure	: 50 bar
Effisiensi	: 95 %
Power kompressor	: 326,795 hP
Kapasitas	: 251552,69 ft ³ /jam
Jumlah	: 1

5. KOLOM ABSORBER (D-310)

Fungsi	: Menyerap gas CO ₂ dalam gas proses
Jenis	: Sieve Tray Column
Bentuk	: Bejana vertikal dengan tutup dan alas berbentuk <i>ellipsoid dished head</i>
Bahan Konstruksi	: SA 353 Low Alloy Steel
Kapasitas	: 4,312 ft ³ /menit
Jumlah	: 1 unit
<u>Dimensi Shell</u>	
Diameter	: 38 in
Tebal	: 1 in



Dimensi Alas dan tutup

Diameter, inside	: 38 in
Tinggi	: 4,05 ft
Tinggi Kolom	: 34,736 ft
HL	: 3,052 ft
Tinggi tray	: 21 ft
Tray spacing	: 13 in

6. KOLOM STRIPPER (D-320)

Fungsi	: Meregenerasi larutan MEA
Bentuk	: Bejana vertikal dengan tutup dan alas berbentuk <i>ellipsoidal dished head</i>
Bahan Konstruksi	: SA 353 Low Alloy Steel
Kapasitas	: 3,698 ft ³ /menit
Jumlah	: 1 unit

Dimensi Shell

Diameter	: 38 in
Tebal	: 3/16 in

Dimensi Alas dan tutup

Diameter, inside	: 38 in
Tinggi	: 2,77 ft
Tinggi Kolom	: 30,988 ft
HL	: 2,617 ft
Tinggi tray	: 19,833 ft
Tray spacing	: 13 in

7. Separator (H-510)

Fungsi	: Memisahkan fase liquid dan fase gas
Bentuk	: Bejana vertikal dengan tutup dan alas berbentuk <i>ellipsoidal dished head</i>
Bahan Konstruksi	: Carbon steel SA-283 Grade C
Jumlah	: 1 unit
Volume	: 167,84 m ³
ID Shell	: 237 in
OD Shell	: 240 in



Tebal shell	: 2,13 in
Tinggi shell	: 7,9 ft
Tebal tutup	: 2 in

8. REAKTOR DME (R-410)

Fungsi	: Mengkonversikan gas CO & H ₂ menjadi DME
Jenis	: <i>Fixed Bed Reactor</i>
Bentuk	: Bejana vertikal dengan tutup dan alas berbentuk <i>ellipsoidal dished head</i>
Bahan Konstruksi	: Carbon Steel SA-285 Grade C
Kapasitas	: 530,89 ft ³
Kapasitas Katalis	: 254,27 ft ³
Bentuk Katalis	: serbuk
Jumlah	: 1 unit

Dimensi Shell

Diameter, inside	: 9 ft
Tinggi	: 12 ft
Tebal	: 4,6 in

Dimensi Alas dan tutup

Diameter, inside	: 9 ft
Tinggi	: 2,109 ft
Tebal	: 4,12 in
Jumlah putaran coil	: 14 putaran

9. Distilasi DME (D-610)

Fungsi	: Memisahkan distillate produk DME dengan bottom produk
Jenis	: <i>Tray Column</i>
Bahan Konstruksi	: Carbon Steel SA-285 Grade A
Jumlah stage	: 24
Lokasi feed masuk	: plate 31 dari atas kolom
Tipe tray	: cross flow sieve tray
Diameter tower	: 11 ft
Tray spacing	: 2 ft



Active area	: 72,189 ft ²
Hole area	: 9,499 ft ²
Downcomer area	: 11,398 ft ²
Hole size	: 0.188 in
Weir length	: 8,5 ft
Weir height	: 2 in
Tray thickness	: 0,074 in

10. POMPA (L-322)

Fungsi	:	Mengalirkan larutan MEA dari Stripper ke Absorber
Tipe	:	<i>Centrifugal pump</i>
Bahan	:	<i>Stainless steel</i>
Kapasitas	:	6297.40 kg/jam
Diameter pipa	:	0.5 in IPS sch. 80
Panjang pipa	:	47.65092016 ft
Head pompa	:	171163.6201 ft.lbf/lbm
Efisiensi pompa	:	50%
Efisiensi motor	:	70%
Power pompa	:	3429.014 hp
Jumlah	:	1 buah



11. COOLER (E-312)

Fungsi : Mendinginkan gas proses dengan memanfaatkan air pendingin

Jenis : Shell and Tube 1-2 Exchanger

Material Konstruksi : Carbon steel

Jumlah : 1 unit

Dimensi Shell

Diameter, inside : 19 ¼ in

Baffle : 3

Passes : 1

ΔP : 0,188 psi

Dimensi Tube

Diameter, outside : 1 in

Diameter, inside : 0,87 in

BWG : 16

Pitch : 1 1/4 in

Passes : 1

Panjang : 8 ft

ΔP : 0,5384 psi

Rd : 0,003

12. WASTE HEAT BOILER (E-311)

Fungsi : Menurunkan temperature gas proses sebelum masuk ke Absorber dan juga sebagai penghasil steam

Jenis : Shell and Tube 1-2 Exchanger

Material Konstruksi : Carbon steel

Jumlah : 1 unit

Dimensi Shell

Diameter, inside : 21 ¼ in

Baffle : 3

Passes : 1

ΔP : 0,004 psi

Dimensi Tube

Diameter, outside : 1 4/7 in



Diameter, inside	: 1,12 in
BWG	: 16
Pitch	: 1 4/7 in
Passes	: 1
Panjang	: 12 ft
ΔP	: 0,8858 psi
Rd	: 0,003

13. REBOILER (E-522)

Fungsi	: Menguapkan CO ₂ dalam larutan MEA
Jenis	: Shell and Tube 1-2 Exchanger
Material Konstruksi	: Carbon steel
Jumlah	: 1 unit

Dimensi Shell

Diameter, inside	: 8 in
Passes	: 1

Dimensi Tube

Diameter, outside	: 1 in
BWG	: 16
Pitch	: 1 in
Passes	: 1
Panjang	: 16 ft
Surface Outside	: 0,262

14. HEATER (E-324)

Fungsi	: Memanaskan gas proses dengan memanfaatkan steam
Jenis	: Shell and Tube 1-2 Exchanger
Material Konstruksi	: Carbon steel
Jumlah	: 1 unit

Dimensi Shell

Diameter, inside	: 19 1/4 in
Baffle	: 3
Passes	: 1
ΔP	: 0,4907 psi



Dimensi Tube

Diameter, outside	: 1 in
Diameter, inside	: 0,87 in
BWG	: 16
Pitch	: 1 1/4 in
Passes	: 1
Panjang	: 8 ft
ΔP	: 2,918 psi
Rd	: 0,003

BAB VI UTILITAS

Dalam suatu industri, unit utilitas merupakan sarana penunjang dari suatu proses utama yang ada dalam proses produksi. Oleh karena itu unit utilitas memegang peranan yang penting dalam pelaksanaan operasi dan proses. Sarana utilitas dalam pabrik *Dimethyl Ether* ini antara lain :

1. Air

Air pabrik *Dimethyl Ether* dari gas alam dengan proses steam reforming ini digunakan sebagai air pendingin, air sanitasi, dan air proses.

2. Steam

Steam dalam pabrik digunakan sebagai pemanas.

3. Listrik

Listrik berfungsi sebagai tenaga penggerak dari berbagai peralatan proses serta untuk penerangan.

4. Bahan Bakar

Bahan bakar digunakan untuk bahan bakar boiler, pembangkit tenaga listrik dan untuk pembakaran lainnya.

VI.1 Air

Jika dilihat dari unit pengolahan air industri kimia, sebagian besar bahan yang digunakan adalah air. Kebutuhan air pabrik direncanakan diambil dari air sungai karena air merupakan pelarut yang baik dan secara praktis semua zat dapat terlarut di dalamnya. Oleh sebab itu diperlukan pengolahan terlebih dahulu sebelum digunakan dengan cara penyaringan untuk menghilangkan kotoran-kotoran yang bersifat makro maupun yang bersifat mikro sebelum masuk bak penampung.

Air dalam bak penampung kemudian dilakukan pengolahan lebih lanjut yang disesuaikan dengan keperluan. Untuk menghemat pemakaian air diperlukan sirkulasi. Adapun kegunaan air dalam pabrik ini adalah :



1. Untuk Air Sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk keperluan minum, masak, cuci, mandi, dan sebagainya. Pada umumnya air sanitasi harus memenuhi syarat kualitas yang ditentukan sebagai berikut :

- Syarat fisik :
 - Suhu di bawah suhu udara
 - Warna jernih
 - Tidak berasa
 - Kelarutan = 1 mg SiO_3 /lt
- Syarat kimia :
 - pH = 6,5 – 8,5
 - Tidak mengandung zat terlarut berupa zat organik dan zat anorganik
 - Tidak mengandung zat-zat beracun
 - Tidak mengandung logam berat, seperti Pb, Ag, Cr, Hg
- Syarat Biologi :
 - Tidak mengandung kuman dan bakteri, terutama bakteri patogen
 - Bakteri *Echerichia Coli* kurang dari 1/100 ml.

2. Untuk Air Pendingin

Sebagian besar air digunakan sebagai air pendingin karena dipengaruhi oleh faktor- faktor sebagai berikut :

- Air merupakan materi yang mudah didapat dalam jumlah besar
- Mudah diatur dan dijernihkan
- Dapat menyerap jumlah panas yang besar per satuan volume
- Tidak mudah menyusut dengan adanya perubahan temperatur dingin
- Tidak terdekomposisi

Syarat air pendingin tidak boleh mengandung :



- Hardness
Memberikan kecenderungan membentuk kerak pada alat-alat proses.
- Besi
Menyebabkan korosi pada alat.
- Silika
Menyebabkan pembentukan kerak.
- Minyak
Menyebabkan terganggunya film *corossion* pada inhibitor, menurunkan *heat transfer* dan memicu pertumbuhan mikroorganisme.

Mengingat kebutuhan air pendingin cukup besar, maka perlu digunakan sistem sirkulasi untuk menghemat air yang diambil dari sungai dengan memakai *cooling water*.

3. Untuk Air Proses

Air proses adalah air yang dipakai sebagai bahan baku dan bahan pembantu proses. Beberapa hal yang harus diperhatikan untuk air proses adalah :

- Alkalinitas
- Kekeruhan
- Warna
- Air yang digunakan tidak mengandung Fe dan Mn

4. Untuk Air Umpan Boiler

Air umpan boiler adalah air yang akan menjadi fase uap di dalam boiler, dimana telah mengalami perlakuan khusus antara lain penjernihan dan pelunakan, walaupun air terlihat bening atau jernih, namun pada umumnya masih mengandung larutan garam dan asam yang dapat merusak peralatan boiler. Air umpan boiler harus memenuhi persyaratan sebagai berikut :

- pH = 8,5 – 9,5
 - Hardness = 1 ppm sebagai CaCO_3
 - O_2 terlarut = 0,02 ppm
 - CO_2 terlarut = 25 ppm
 - Fe^{3+} = 0,05 ppm
-



-
- Ca^{2+} = 0,01 ppm
 - SiO_2 = 0,1 ppm
 - Cl_2 = 4,2 ppm

Setelah dari unit pengolahan, air ini digunakan sebagai air umpan boiler, yang terlebih dahulu dilakukan pelunakan air. Tujuannya adalah untuk menghilangkan ion Mg^{2+} dan Ca^{2+} yang dapat menyebabkan pembentukan kerak. Kerak akan menghalangi proses perpindahan panas sehingga menyebabkan *over-heating* yang memusat dan dapat menyebabkan pecahnya pipa.

VI.1.1 Proses Pengolahan Air

Beberapa tahapan pengolahan air, diantaranya :

1. Pengolahan secara fisika

Pengolahan secara fisika dilakukan dengan cara mengendapkan kotoran yang terikut. Air dipompa dari sungai, yang sebelumnya disaring untuk mengurangi kotoran seperti sampah, dan lain-lain. Setelah itu dimasukkan dalam bak skimming, sehingga kotoran-kotoran seperti pasir akan mengendap, sedangkan air secara *overflow* dari skimming dialirkan ke bak koagulator dan flokulator.

2. Pengolahan secara kimia

Dilakukan untuk memisahkan kontaminan yang terlarut dengan cara penambahan koagulan dan flokulan. Pada bak koagulator dan flokulator dilengkapi dengan pengadukan cepat (80-100 rpm) dan pengadukan lambat (4-8 rpm). Dalam bak koagulator ditambahkan bahan kimia yaitu $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 8\text{H}_2\text{O}$ /tawas dan dalam bak flokulator ditambahkan $\text{Ca}(\text{OH})_2$ dengan dosis yang disesuaikan dengan kekeruhan air sungai.

Setelah bahan-bahan tersebut ditambahkan dalam bak koagulator kemudian dilakukan pengadukan cepat agar air dapat bercampur dengan koagulan hingga merata. Kemudian dilanjutkan dengan pengadukan lambat untuk memperbesar flok-flok sehingga menjadi lebih berat dan lebih cepat mengendap ke bagian bawah. Dari bak flokulator secara *overflow* air dialirkan ke bak sedimentasi. Setelah dilakukan pengendapan pada bak sedimentasi kemudian air



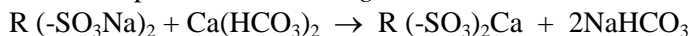
secara *overflow* masuk pada bak penampungan. Air jernih yang dihasilkan pada bak penampungan secara *overflow* dialirkan ke dalam *sand filter* untuk menangkap partikel-partikel kecil yang melayang dalam air yang tidak terendapkan dengan sistem gravitasi. Pemilihan sistem gravitasi ini mempunyai beberapa keuntungan jika dibandingkan dengan sistem *pressure*. Pada sistem gravitasi, air yang disaring dilewatkan melalui bagian atas tangki sehingga tidak membutuhkan tekanan untuk menyaring dan tidak menyebabkan gesekan keras antara pasir, air dan dinding tangki yang dapat menimbulkan pecahnya tangki akibat tekanan. Partikel tersebut akan tertahan oleh butiran pasir dan kerikil, air yang lolos merupakan air yang jernih dan bersih yang kemudian ditampung dalam bak penampung air bersih. Dari bak penampung air bersih kemudian dipompa ke bak distribusi untuk mendistribusikan ke masing-masing unit.

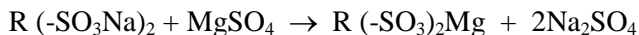
Untuk mendapatkan air sanitasi dari bak air bersih kemudian ditambahkan desinfektan (kaporit/ $\text{Ca}(\text{OCl})_2$) untuk membunuh kuman-kuman dan bakteri yang merugikan selanjutnya dipompa dan ditampung dalam bak air sanitasi. Air sanitasi dipompa dan dapat digunakan untuk keperluan laboratorium, kantor, masak, mandi, mencuci, taman dan sebagainya. Untuk air pendingin, air dari bak air bersih dipompa menuju bak air pendingin dan dapat digunakan untuk proses pendinginan dengan mendistribusikannya melalui pompa. Pada *atmospheric cooling tower* berfungsi untuk mendinginkan air pendingin yang telah digunakan dan akan di sirkulasi.

VI.1.2 Pelunakan Air Untuk Mengurangi Kسادahan

Air umpan boiler sebelum digunakan memerlukan pengolahan terlebih dahulu, pelunakan air umpan boiler dilakukan dengan pertukaran ion dalam kation. Mula-mula air bersih dari bak penampungan air bersih dipompa kemudian dilewatkan pada kation *exchanger* untuk penyaringan ion-ion (+) dimana ion-ion yang dapat menyebabkan terjadinya kerak pada sistem perpipaan terutama pada peralatan pabrik dengan menggunakan bed Na.

Reaksi pada kation *exchanger* :





Kemudian didistribusikan ke bak air proses, bak air umpan boiler air bebas dari ion-ion kesadahan yang mengganggu.

VI.2 Steam

Steam mempunyai peranan yang sangat penting dalam menunjang proses produksi. Steam digunakan sebagai media pemanas. Steam yang digunakan dalam pabrik ini adalah steam jenuh (*saturated steam*).

VI.3 Listrik

Listrik berfungsi sebagai tenaga penggerak dari berbagai peralatan proses maupun untuk penerangan. Kebutuhan listrik di pabrik *Dimethyl Ether* ini diperoleh dari dua sumber, yaitu:

- Pembangkit Listrik Tenaga Diesel (PLTD), digunakan untuk cadangan jika listrik padam atau apabila daya dari PLN tidak mencukupi. Daya yang dihasilkan dari PLTD ini sebesar 250 kVA, 50 Hz.
- Perusahaan Listrik Negara (PLN), merupakan sumber listrik utama dari pabrik *Dimethyl Ether* ini. Daya yang diperoleh dari PLN sebesar 2,8 kVA dimana pemakaiannya diturunkan 380 Volt dengan menggunakan trafo step down.

VI.4 Bahan Bakar

Kebutuhan bahan bakar pada pabrik *Dimethyl Ether* ini ada 2, yaitu minyak IDO (Industrial Diesel Oil) dan solar. Jika minyak IDO tidak mencukupi untuk bahan bakar diesel dan boiler maka digunakan bahan bakar solar. Minyak IDO dipompakan ke boiler dengan menggunakan *gear pump*, dimana kebutuhan untuk minyak IDO sebesar 2000-3000 liter/hari yang diperoleh dari Pertamina.



VI.5 Perhitungan Kebutuhan Air

VI.5.1 Air Sanitasi

Menurut Metcalf et. Al (1991) kebutuhan air domestik untuk tiap orang adalah 40-100 liter per hari, untuk keperluan sanitasi diperlukan 0,1 m³/hari untuk setiap karyawan (diambil 100 liter per hari).

$$\begin{aligned}\text{Untuk 350 Orang karyawan} &= 35 \text{ m}^3/\text{hari} \\ &= 1,46 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

Asumsi kebutuhan air sanitasi pada laboratorium dan taman pabrik sekitar 50% dari kebutuhan air sanitasi karyawan.

$$\text{Maka} = 0,5 \times 1,46 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,573 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\begin{aligned}\text{Sehingga kebutuhan air sanitasi keseluruhan} &= 1,46 + 0,573 \\ &= 2,033 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

VI.5.2 Air Pendingin

Kebutuhan air pendingin pada pabrik *Dimethyl Ether* dari gas alam dengan proses direct contact sebagai berikut :

Tabel VI.1 Kebutuhan Air Pendingin

No	Nama Alat	Massa	Satuan
1	Cooler (E-312)	17162	kg/jam
2	Cooler (E-512)	34474	kg/jam
3	Condensor (E-613)	409832	kg/jam
TOTAL		461468	kg/jam

$$\text{Densitas air pada suhu } 30^{\circ}\text{C} = 995,68 \text{ kg/m}^3 \text{ (Geankoplis, 2003)}$$

$$\text{Kebutuhan air pendingin} = \frac{461468}{995,68} \text{ kg/jam}$$

$$= 995,68 \text{ kg/m}^3$$

$$= 463,47 \text{ m}^3/\text{jam}$$

VI.5.3 Air Umpan Boiler

Kebutuhan air umpan boiler pada pabrik *Dimethyl Ether* dari gas alam dengan proses direct contact sebagai berikut :

Tabel VI.2 Kebutuhan Air Umpan Boiler

No	Nama Alat	Massa	Satuan
1	WHB (E-311)	57861	kg/jam
2	Reboiler (E-522)	32540	kg/jam
TOTAL		90401	kg/jam



$$\begin{aligned}
 \text{Densitas air pada suhu } 30^{\circ}\text{C} &= 995,68 \text{ kg/m}^3 \text{ (Geankoplis, 2003)} \\
 \text{Kebutuhan air umpan boiler} &= 90401 \text{ kg/jam} \\
 &= 995,68 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 90,79 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total (tanpa resirkulasi)} \\
 &= \text{air sanitasi} + \text{air pendingin} + \text{air umpan boiler} \\
 &= 2,033 + 463,47 + 90,79 \\
 &= 556,293 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

Penghematan dapat dilakukan dengan cara resirkulasi. Air yang diresirkulasi dapat diasumsikan 80% dari air pendingin kembali ke cooling tower. Sehingga air pendingin yang diresirkulasi :

$$\begin{aligned}
 &= 80\% \times 463,47 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 370,776 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

Untuk air umpan boiler, air yang diresirkulasi dapat diasumsikan 90% dari air umpan boiler kembali ke reboiler. Sehingga air umpan boiler yang diresirkulasi:

$$\begin{aligned}
 &= 90\% \times 90,79 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 81,711 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

Tabel VI.3 Kebutuhan Air yang Dibutuhkan dari Sungai

No.	Sumber	Massa	Satuan
1	Air Sanitasi	2,033	m ³ /jam
2	Air Pendingin	463,47	m ³ /jam
3	Air Umpan Boiler	90,79	m ³ /jam
TOTAL		556,293	m ³ /jam

BAB VII

KESELAMATAN DAN KESEHATAN KERJA

Keselamatan dan kesehatan kerja harus mendapatkan perhatian yang lebih dalam suatu pabrik. Hal tersebut menyangkut kesehatan dan keselamatan kerja para karyawan dan keselamatan peralatan. Keselamatan dan kesehatan kerja merupakan salah satu syarat mutlak yang harus dipenuhi dalam suatu perusahaan sebagai suatu usaha kontrol kondisi kerja untuk mengurangi, mencegah dan menghilangkan peluang terjadinya kerugian yang diakibatkan adanya kelalaian dalam bekerja sehingga dapat mengganggu kesehatan dan menyebabkan kecelakaan kerja bagi diri sendiri maupun orang lain, menyebabkan cacat hingga menyebabkan kematian, menimbulkan kerusakan-kerusakan pada peralatan kerja, serta menimbulkan bahaya lingkungan akibat dari proses produksi suatu perusahaan, dimana hal tersebut dapat mengurangi produktivitas pekerja dan perusahaan.

Kesehatan dan keselamatan kerja harus dapat membantu meningkatkan produksi dan produktifitas kerja karena :

1. Keselamatan kerja dapat dilaksanakan berkat partisipasi pengusaha dan karyawan yang membawa iklim ketenangan dan keamanan sehingga diantara mereka terbina hubungan yang dapat menunjang kelancaran produksi.
2. Dengan tingkat keselamatan kerja yang tinggi, faktor manusianya dapat diserasikan dengan tingkat efisiensi yang tinggi pula.
3. Praktek keselamatan kerja tidak dapat dipisahkan dengan keterampilan, keduanya berjalan sejajar dan merupakan unsur yang sangat penting dengan kelangsungan produksi.

Sedangkan tujuan dari keselamatan kerja itu sendiri adalah :

1. Mengontrol semua risiko dan potensi kecelakaan yang menghasilkan kecelakaan dan kerusakan



2. Melindungi tenaga kerja atas haknya dalam melakukan pekerjaan untuk kesejahteraan hidup dan meningkatkan produksi, serta produktivitas nasional.
3. Mencegah kecelakaan (preventif)
4. Menghindari kerugian harta benda dan nyawa
5. Menghindari kerugian bagi perusahaan (*cost*).

VII.1 Bahaya dan Usaha Keselamatan Kerja

Bahaya yang mungkin timbul dalam status perusahaan yaitu:

a. Bahaya kebakaran

Penyebab terjadinya kebakaran antara lain adalah :

- Karena merokok
- Zat cair yang mudah meledak
- Mesin-mesin yang tidak terawat dan menjadi panas
- Zat gas yang reaktif dan mudah terbakar
- Adanya aliran pendek pada arus listrik

Upaya-upaya pencegahan yang dapat dilakukan yaitu:

- Menjauhkan bahan-bahan yang mudah terbakar dari sumber api
- Adanya tanda larangan merokok pada sekitar tempat kerja
- Mengisolasi daerah yang bertegangan listrik tinggi
- Pemasangan kawat listrik yang sedemikian hingga hubungan pendek pada arus listrik tidak terjadi
- Perawatan yang baik dan berkala pada instalasi-instalasi pabrik dan kabel
- Penempatan alat-alat pemadam kebakaran pada tempat yang mudah dijangkau dan disekitar pabrik
- Adanya tanda bahaya pada tiap – tiap zat kimia yang digunakan didalam pabrik

b. Bahaya ledakan

Ledakan pada alat-alat industri disebabkan karena salah dalam desain peralatan pabrik, penambahan bahan kimia terlalu banyak sehingga konsentrasi tidak sesuai (*over*) .Oleh



karena itu dalam merancang suatu alat industri harus teliti terutama pada alat yang beroperasi pada tekanan tinggi misalnya pada reaktor. Dan adanya *lay out* serta *safety device* yang baik untuk memastikan tata letak alat serta kontroler yang tepat.

Pengendalian yang dapat dilakukan yaitu :

- Pengendalian secara teknik
- Pengendalian secara administratif

VII.2 Faktor yang Harus Diperhatikan

Hal-hal yang harus diperhatikan dalam keselamatan dan kesehatan kerja adalah sebagai berikut:

1. Bahaya dalam proses pabrik

- Eksplosifitas desain peralatan untuk hal ini harus didasarkan pada karakteristik bahan-bahan yang diolah seperti gas metana bertekanan yang mudah terbakar
- *Mechanical*, bahaya yang ditambahkan pada alat-alat yang bergerak dan penempatan dari alat-alat bangunannya

2. Plant layout

Dalam penyusunan *layout*/tata letak masalah keselamatan kerja harus diperhatikan, pembagian *plant* serta penempatan tata letak yang benar dalam setiap unit tidak hanya membantu efisiensi kerja dan pemeliharaannya tetapi juga diperhatikan *safety* penyebab penyebaran api dan adanya ledakan.

3. Utilitas

Pembangkit dan pembagian utilitas dalam suatu pabrik mempunyai fungsi yang sangat penting. Fasilitas ini harus diletakkan agak jauh tetapi praktis dalam suatu unit operasi. Terutama sekali pada daerah-daerah yang menghasilkan gas atau bahan yang mudah meledak.

4. Pengendalian secara administratif

Adanya pengendalian administratif ini sangat membantu menjaga dan meningkatkan kualitas produksi secara rapi dan



tersistem. Pengendalian secara administratif ini bisa dilakukan dengan menstandarisasi semua peraturan teknis dan non teknis yang berhubungan dengan segala hal dalam pabrik sesuai dengan SMK3 atau standar lain seperti ISO 9001, OHSAS, dll.

5. Bangunan

Faktor keselamatan kerja, di sini penting sekali terutama antara bangunan dan peralatan operasi dari suatu proses harus diatur dan mempunyai jarak yang cukup sehingga kemungkinan bahaya yang timbul bisa dicegah misalnya kebakaran.

6. *Mechanical Design* dan *Safety*

Untuk konstruksi yang aman semua *mechanical design* harus sesuai dengan metode yang berlaku serta memperhatikan faktor keselamatan dan kesehatan kerja.

7. Pelistrikan

- Dipasang alat operasi jarak jauh (*remote shut down*) dari alat-alat operasi *starter* yang dipasang di tempat
- Perawatan yang baik terhadap peralatan atau kabel-kabel
- Diberikan peringatan pada daerah-daerah sumber tegangan listrik
- Menutup daerah yang bertegangan listrik tinggi

8. Anti pemadam api

Alat pemadaman api atau kebakaran pada suatu pabrik merupakan suatu alat yang sangat perlu dan harus disediakan pada setiap unit pabrik. Karena pentingnya air sebagai pemadam, maka distribusi air sangatlah penting. Cara lain untuk memadamkan api dengan cepat adalah dengan menggunakan *foam* atau gas *inert*.

9. Sistem Alarm Pabrik

Semua sistem alarm harus dipasang pada pabrik, serta alat pengaman untuk karyawan supaya semua personel karyawan mengetahui dan segera bersiap dan menindak lanjuti kalau ada kebakaran atau bahaya lainnya.



VII.3 Penggunaan Alat Pelindung Diri

Menurut Peraturan Kementrian Tenaga Kerja Nomor PER.08/MEN/VII/2010 untuk mengurangi akibat kecelakaan kerja, maka setiap perusahaan harus menyediakan alat perlindungan diri (APD) yang harus disesuaikan dengan jenis perusahaannya masing-masing.

Alat pelindung diri (APD) bukan merupakan alat untuk menghilangkan bahaya di tempat kerja, namun hanya merupakan salah satu usaha untuk mencegah dan mengurangi kontak antara bahaya dan tenaga kerja yang sesuai dengan standar kerja yang diizinkan. Syarat – syarat Alat Pelindung Diri adalah:

1. Memiliki daya cegah dan memberikan perlindungan yang efektif terhadap jenis bahaya yang dihadapi oleh tenaga kerja.
2. Konstruksi dan kemampuannya harus memenuhi standar yang berlaku.
3. Efisien, ringan, dan nyaman dipakai.
4. Tidak mengganggu gerakan – gerakan yang diperlukan.
5. Tahan lama dan pemeliharaannya mudah.

Fungsi dan jenis alat pelindung diri (APD) adalah sebagai berikut:

1. Alat Pelindung Kepala

- Fungsi

Alat pelindung kepala adalah alat pelindung yang berfungsi untuk melindungi kepala dari benturan, terantuk, kejatuhan atau terpukul benda tajam atau benda keras yang melayang atau meluncur di udara, terpapar oleh radiasi panas, api, percikan bahan-bahan kimia, jasad renik (mikro organisme) dan suhu yang ekstrim.

- Jenis

Jenis alat pelindung kepala terdiri dari helm pengaman (*safety helmet*), topi atau tudung kepala, penutup atau pengaman rambut, dan lain-lain.

**Gambar VII.1** Alat Pelindung Kepala

2. Alat Pelindung Mata dan Muka

- Fungsi

Alat pelindung mata dan muka adalah alat pelindung yang berfungsi untuk melindungi mata dan muka dari paparan bahan kimia berbahaya, paparan partikel-partikel yang melayang di udara dan di badan air, percikan benda-benda kecil, panas, atau uap panas, radiasi gelombang elektromagnetik yang mengion maupun yang tidak mengion, pancaran cahaya, benturan atau pukulan benda keras atau benda tajam.

- Jenis

Jenis alat pelindung mata dan muka terdiri dari kacamata pengaman (*spectacles*), goggles, tameng muka (*face shield*), masker selam, tameng muka dan kacamata pengaman dalam kesatuan (*full face masker*).

**Gambar VII.2** Alat Pelindung Mata dan Muka

3. Alat Pelindung Telinga

- Fungsi

Alat pelindung telinga adalah alat pelindung yang berfungsi untuk melindungi alat pendengaran terhadap



kebisingan atau tekanan. Ear plug (dapat menahan suara sampai 39dB) dan ear muff (sampai 41 Db).

- Jenis

Jenis alat pelindung mata dan muka terdiri dari kacamata pengaman (*spectacles*), goggles, tameng muka (*face shield*), masker selam, tameng muka dan kacamata pengaman dalam kesatuan (*full face masker*).



Gambar VII.3 Alat Pelindung Telinga

4. Alat Pelindung Pernapasan beserta Perlengkapannya

- Fungsi

Alat pelindung pernapasan beserta perlengkapannya adalah alat pelindung yang berfungsi untuk melindungi organ pernapasan dengan cara menyalurkan udara bersih dan sehat dan/atau menyaring cemaran bahan kimia, mikro-organisme, partikel yang berupa debu, kabut (*aerosol*), uap, asap, gas/ fume, dan sebagainya.

- Jenis

Jenis alat pelindung pernapasan dan perlengkapannya terdiri dari masker, respirator, katrit, kanister, *Re-breather*, *Airline respirator*, *Continues Air Supply Machine*=*Air Hose Mask Respirator*, tangki selam dan regulator (*Self-Contained Underwater Breathing Apparatus /SCUBA*), *Self-Contained Breathing Apparatus (SCBA)*, dan *emergency breathing apparatus*.

**Gambar VII.4** Alat Pelindung Pernapasan

5. Alat Pelindung Tangan

- Fungsi

Pelindung tangan (sarung tangan) adalah alat pelindung yang berfungsi untuk melindungi tangan dan jari-jari tangan dari paparan api, suhu panas, suhu dingin, radiasi elektromagnetik, radiasi mengion, arus listrik, bahan kimia, benturan, pukulan dan tergores, terinfeksi zat patogen (virus, bakteri) dan jasad renik.

- Jenis

Jenis pelindung tangan terdiri dari sarung tangan yang terbuat dari logam, kulit, kain kanvas, kain atau kain berlapis, karet, dan sarung tangan yang tahan bahan kimia.

**Gambar VII.5** Alat Pelindung Tangan



6. Alat Pelindung Kaki

- Fungsi

Alat pelindung kaki berfungsi untuk melindungi kaki dari tertimpa atau berbenturan dengan benda-benda berat, tertusuk benda tajam, terkena cairan panas atau dingin, uap panas, terpajan suhu yang ekstrim, terkena bahan kimia berbahaya dan jasad renik, tergelincir.

- Jenis

Jenis Pelindung kaki berupa sepatu keselamatan pada pekerjaan peleburan, pengecoran logam, industri, konstruksi bangunan, pekerjaan yang berpotensi bahaya peledakan, bahaya listrik, tempat kerja yang basah atau licin, bahan kimia dan jasad renik, dan/atau bahaya binatang dan lain-lain.

7. Pakaian Pelindung

- Fungsi

Pakaian pelindung berfungsi untuk melindungi badan sebagian atau seluruh bagian badan dari bahaya temperatur panas atau dingin yang ekstrim, pajanan api dan benda-benda panas, percikan bahan-bahan kimia, cairan dan logam panas, uap panas, benturan (*impact*) dengan mesin, peralatan dan bahan tergores, radiasi, binatang, mikro-organisme patogen dari manusia, binatang, tumbuhan dan lingkungan seperti virus, bakteri dan jamur.

- Jenis

Jenis pakaian pelindung terdiri dari rompi (*Vests*), celemek (*Apron/Coveralls*), Jacket, dan pakaian pelindung yang menutupi sebagian atau seluruh bagian badan.

**Gambar VII.7** Pakaian Pelindung

8. Alat Pelindung Jatuh Perorangan

- Fungsi

Alat pelindung jatuh perorangan berfungsi membatasi gerak pekerja agar tidak masuk ke tempat yang mempunyai potensi jatuh atau menjaga pekerja berada pada posisi kerja yang diinginkan dalam keadaan miring maupun tergantung dan menahan serta membatasi pekerja jatuh sehingga tidak membentur lantai dasar.

- Jenis

Jenis alat pelindung jatuh perorangan terdiri dari sabuk pengaman tubuh (*harness*), karabiner, tali koneksi (*lanyard*), tali pengaman (*safety rope*), alat penjepit tali (*rope clamp*), alat penurun (*decender*), alat penahan jatuh bergerak (*mobile fall arrester*), dan lain-lain.

Tabel VII.1 Alat K3 yang digunakan selama proses pada Pabrik
Dimethyl Ether

No	Jenis alat	K3
1	Tangki Storage	<ul style="list-style-type: none"> o Pemakaian sarung tangan o <i>Safety Helmet</i> dan pelindung kaki



2	Heater, Cooler, Heat Exchanger dan WHB	<ul style="list-style-type: none">o Pemakaian sarung tangan dan maskero <i>Safety Helmet</i> dan pelindung kakio Pengetesan tekanan dan temperatur setelah pembersihan
3	Reaktor (Desulfurizer, Reformer, Reaktor DME)	<ul style="list-style-type: none">o Pemakaian sarung tangan dan masker “full face masker”o <i>Safety Helmet</i> dan pelindung kakio Pemasangan rambu peringatan daerah berbahaya di sekitar reaktoro Pengetesan tekanan dan temperatur setelah pembersihan
4	Kolom Absorber, Stripper, Separator, dan Kolom Distilasi	<ul style="list-style-type: none">o Pemakaian sarung tangan dan masker “full face masker”o <i>Safety Helmet</i> dan pelindung kaki
5	Compressor dan Expander	<ul style="list-style-type: none">o Pemakaian sarung tangano <i>Safety Helmet</i> dan pelindung kakio Pemakaian pelindung telinga “ear muff dan ear plug”
6	Perpipaan Steam	<ul style="list-style-type: none">o Pemakaian sarung tangano <i>Safety Helmet</i> dan pelindung kaki

BAB VIII

PENGENDALIAN PROSES DAN INSTRUMENTASI

VIII.1 Pengertian Umum dan Klasifikasi

Instrumentasi merupakan sistem dan susunan yang dipakai di dalam suatu proses kontrol untuk mengatur jalannya proses agar diperoleh hasil sesuai dengan yang diharapkan. Di dalam suatu pabrik kimia, pemakaian instrumen merupakan suatu hal yang penting karena dengan adanya rangkaian instrumen tersebut maka operasi semua peralatan yang ada di dalam pabrik dapat dimonitor dan dikontrol dengan cermat, mudah dan efisien. Dengan demikian, kondisi operasi selalu berada dalam kondisi yang diharapkan (*Ulrich, 1984*).

Secara garis besar, alat-alat kontrol dapat diklasifikasikan atas:

a. Penunjuk (*indicator*)

Indicator adalah suatu alat yang (biasanya terletak pada tempat dimana pengukuran untuk proses tersebut dilakukan) memberikan harga dari besaran (variabel) yang diukur. Besaran ini merupakan besaran sesaat.

b. Pengirim (*Transmitter*)

Transmitter adalah alat yang mengukur harga dari suatu besaran seperti suhu, tinggi permukaan dan mengirim sinyal yang diperolehnya peralatan lain misal *recorder*, *indicator* atau alarm.

c. Pencatat (*Recorder*)

Recorder (biasanya terletak jauh dari tempat dimana besaran proses diukur), bekerja untuk mencatat harga-harga yang diperoleh dari pengukuran secara kontinu atau secara periodik. Biasanya hasil pencatatan *recorder* ini terlukis dalam bentuk kurva di atas kertas.

d. Pengatur (*Controller*)

Controller adalah suatu alat yang membandingkan harga besaran yang diukur dengan harga sebenarnya yang diinginkan bagi besaran itu dan memberikan sinyal untuk



pengoreksian kesalahan, jika terjadi perbedaan antara harga besaran yang diukur dengan harga besaran yang sebenarnya.

e. Katup pengatur (*Control valves*)

Sinyal koreksi yang dihasilkan oleh *controller* berfungsi untuk mengoperasikan *control valve* untuk memperbaiki atau meniadakan kesalahan tersebut. Biasanya *controller* ditempatkan jauh dari tempat pengukuran. *Controller* juga dapat berfungsi (dilengkapi) untuk dapat mencatat atau mengukur.

VIII.2 Tujuan Pemasangan

Tujuan dari pemasangan alat instrumentasi bagi perencanaan suatu pabrik adalah sebagai berikut

1. Untuk menjaga suatu proses instrumentasi agar tetap aman, yaitu dengan cara :
 - Mendeteksi adanya kondisi yang berbahaya sedini mungkin, dan membuat tanda-tanda bahaya secara *interlock* otomatis jika kondisi kritis muncul.
 - Menjaga variabel-variabel proses berada pada batas kondisi yang aman.
2. Menjaga jalannya suatu proses produksi agar sesuai dengan yang dikehendaki.
3. Menekan biaya produksi serendah mungkin dengan tetap memperhatikan faktor-faktor yang lainnya atau efisiensi kerja.
4. Menjaga kualitas agar tetap berada dalam standar yang telah ditetapkan.
5. Memperoleh hasil kerja yang efisien.
6. Membantu dalam keselamatan kerja bagi pekerja dan karyawan pabrik.

Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam pemeliharaan instrumentasi adalah :

1. Ketelitian yang dibutuhkan
2. Mudah pengoperasiannya
3. Mudah diganti jika rusak
4. Level instrumentasi



5. Range yang diperlukan dalam pengukuran
6. Biaya ekonomis

VIII.3 Metode dan Jenis Instrumentasi

Metode pengontrolan yang sering digunakan dalam pabrik industri kimia dapat dilakukan dengan berbagai cara, yang antara lain adalah sebagai berikut :

a. Secara manual

Alat ukur ini dikontrol oleh manusia, hanya berdasarkan pada pengamatan saja. Cara ini kurang baik karena ketelitian dari manusia yang terbatas

b. Secara otomatis

Alat pengontrol secara otomatis ini ada bermacam-macam cara pengontrolannya, antara lain :

- Sistem *on-off control*
- Sistem *proportional*
- Sistem *proportional integral*
- Sistem *proportional integral derivative*

Alat-alat kontrol yang banyak digunakan dalam bidang industri adalah :

1. Pengatur suhu :

a. *Temperature Indicator* (TI)

Fungsi : untuk mengetahui temperatur operasi pada alat dengan pembacaan langsung pada alat ukur tersebut. Jenis temperatur indikator antara lain : termometer, termokopel

b. *Temperatur Controller* (TC)

Fungsi : mengendalikan atau mengatur temperatur operasi sesuai dengan kondisi yang diminta.

2. Pengaturan Tekanan (*pressure*)

a. *Pressure Indicator* (PI)

Fungsi : untuk mengetahui tekanan operasi pada alat dengan pembacaan langsung pada alat ukur tersebut. Jenis *pressure* indikator antara lain : *pressure gauge*

b. *Pressure Controller* (PC)



Fungsi : mengendalikan atau mengatur tekanan operasi sesuai dengan kondisi yang diminta.

3. Pengatur aliran (*flow*)

a. *Flow Controller* (FC)

Fungsi : Menunjukkan dan mengendalikan laju suatu aliran dalam suatu peralatan seperti yang telah ditetapkan. Jenis *flow controller* yaitu *Control valve*.

4. Pengaturan tinggi permukaan (*level*) :

a. *Level indicator* (LI)

Fungsi : menunjukkan tinggi permukaan fluida pada suatu cairan.

b. *Level Indicator Control* (LIC)

Sebagai alat penunjukkan untuk mengetahui ketinggian operasi dan untuk mengendalikan atau mengatur level operasi agar sesuai dengan kondisi yang diinginkan.

VIII.4 Instrumentasi dalam Pabrik *Dimethyl Ether*

Berikut ini macam-macam instrumentasi yang digunakan di pabrik gas *Dimethyl Ether*.

Tabel VIII.1 Instrumentasi dalam Pabrik Gas *Dimethyl Ether*

No	Nama alat	Kode	<i>Instrumentasi</i>
1	Desulfurizer	R-110	TC (<i>Temperatur Controller</i>) PC (<i>Pressure Controller</i>) FC (<i>Flowrate Controller</i>)
2	Steam Reformer	R-210	TC (<i>Temperatur Controller</i>) PC (<i>Pressure Controller</i>) FC (<i>Flowrate Controller</i>)
3	DME Reactor	R-410	TC (<i>Temperatur Controller</i>) PC (<i>Pressure Controller</i>) FC (<i>Flowrate Controller</i>)
4	Separator	H-410	TC (<i>Temperatur Controller</i>) PC (<i>Pressure Controller</i>)
5	Absorber	D-310	TC (<i>Temperatur Controller</i>) PC (<i>Pressure Controller</i>)



			FC (<i>Flowrate Controller</i>) LC (<i>Level Controller</i>)
6	Stripper	D-320	TC (<i>Temperatur Controller</i>) PC (<i>Pressure Controller</i>) FC (<i>Flowrate Controller</i>) LC (<i>Level Controller</i>)
7	Heat Exchanger	E-112 E-113 E-211 E-213 E-214 E-212 E-322 E-312 E-324 E-512	TC (<i>Temperatur Controller</i>)
8	Kompresor dan Expander	G-111 G-411 G-511 G-311	FC (<i>Flowrate Controller</i>)
9	Pompa	L-323 L-615 L-613	FC (<i>Flowrate Controller</i>)

Kegunaan sistem kontrol yang digunakan dalam Pabrik *Dimethyl Ether* dari Gas Alam sebagai berikut :

a. *Level Control*

Berfungsi untuk mengendalikan tinggi cairan dalam suatu alat sehingga tidak melebihi dari batas maksimum yang diizinkan. Secara umum digunakan dalam suatu alat berupa kolom. *Level control* dihubungkan dengan *control valve* pada aliran keluaran produk.

b. *Pressure Control*

Berfungsi untuk mengendalikan tekanan operasi sesuai dengan kondisi yang diinginkan.



c. *Flow Control*

Untuk mengendalikan debit aliran dari suatu bahan yang masuk ke suatu proses atau alat. Secara umum digunakan dalam suatu alat berupa tangki penyimpanan.

d. *Temperature Control*

Untuk mengendalikan dan mengetahui kondisi operasi berdasarkan temperatur yang diinginkan.

BAB IX

PENGOLAHAN LIMBAH DAN INDUSTRI KIMIA

Limbah adalah sisa suatu usaha dan/atau kegiatan. Limbah dari suatu pabrik harus diolah sebelum dibuang ke badan air atau atmosfer, karena limbah tersebut mengandung bermacam-macam zat yang dapat membahayakan alam sekitar maupun manusia itu sendiri. Demi kelestarian lingkungan hidup, maka setiap pabrik harus mempunyai unit pengolahan limbah (*UU Nomor 32 tahun 2009*).

Menurut Undang-undang pemerintah Republik Indonesia Nomor 32 tahun 2009 menjelaskan bahwa Limbah adalah sisa suatu usaha dan/atau kegiatan. Limbah bahan berbahaya dan beracun, yang selanjutnya disebut Limbah B3, adalah sisa suatu usaha dan/atau kegiatan yang mengandung B3. Bahan berbahaya dan beracun yang selanjutnya disingkat B3 adalah zat, energi, dan/atau komponen lain yang karena sifat, konsentrasi, dan/atau jumlahnya, baik secara langsung maupun tidak langsung, dapat mencemarkan dan/atau merusak lingkungan hidup, dan/atau membahayakan lingkungan hidup, kesehatan, serta kelangsungan hidup manusia dan makhluk hidup lain.

Pengelolaan limbah B3 adalah kegiatan yang meliputi pengurangan, penyimpanan, pengumpulan, pengangkutan, pemanfaatan, pengolahan, dan/atau penimbunan. Kewajiban untuk melakukan pengelolaan B3 merupakan upaya untuk mengurangi terjadinya kemungkinan risiko terhadap lingkungan hidup yang berupa terjadinya pencemaran dan/atau kerusakan lingkungan hidup, mengingat B3 mempunyai potensi yang cukup besar untuk menimbulkan dampak negatif.

Pengendalian pencemaran akan membawa dampak positif bagi lingkungan karena akan menyebabkan kesehatan masyarakat yang lebih baik, kenyamanan hidup lingkungan sekitar yang lebih tinggi, kerusakan materi yang rendah, dan yang penting adalah kerusakan lingkungan yang rendah. Faktor utama yang harus diperhatikan dalam pengendalian pencemaran ialah karakteristik



dari pencemar dan hal tersebut bergantung pada jenis dan konsentrasi senyawa yang dibebaskan ke lingkungan, kondisi geografis sumber pencemar, dan kondisi meteorologis lingkungan. Pada industri kimia umumnya menghasilkan 3 jenis limbah yaitu limbah cair, dan limbah gas.

IX.1 Sumber Limbah

Pabrik *Dimethyl Ether* ini menghasilkan limbah dari proses produksi, sehingga diperlukan pengolahan untuk mencapai ketentuan yang berlaku sebelum dibuang guna untuk mencegah pencemaran lingkungan. Ada dua macam limbah yang dihasilkan, yaitu:

1. Limbah padat

Limbah padat ini berasal dari katalis yang sudah tidak bisa digunakan dan ZnO.

2. Limbah gas

Limbah gas ini berasal dari gas buang yang berasal dari proses pembakaran reaktor *steam reformer*. Kandungan gas buang tersebut antara lain : CO₂, CO, CH₄, N₂, SO₂, NO₂, O₂ dan H₂O

3. Limbah cair

Limbah cair pada pabrik *Dimethyl Ether* ini berasal dari limbah air kondensat yang tidak bisa digunakan lagi yang berasal dari proses kondensasi di *flash drum*.

IX.2 Pengolahan Limbah

Proses pengolahan limbah yang dilakukan pada pabrik *Dimethyl Ether* ini antara lain:

1. Limbah padat

Limbah padat yang berupa katalis yang tidak digunakan lagi merupakan limbah yang tergolong dalam limbah B3 (logam berat), limbah B3 biasanya tidak diolah sendiri oleh pabrik karena cukup berbahaya. Berdasarkan UU Nomor 32 tahun 2009 tentang Pengolahan Limbah Berbahaya dan Beracun, yang termasuk



kategori limbah B3, setiap orang yang menghasilkan limbah B3 wajib melakukan pengelolaan limbah B3 yang dihasilkan. Jika tidak mampu melakukan sendiri sesuai ketentuan yang berlaku, maka pengelolaannya wajib diserahkan kepada pihak lain

2. Limbah gas

Pengolahan limbah gas secara teknis dilakukan dengan menambahkan alat bantu yang dapat mengurangi pencemaran udara. Pencemaran udara sebenarnya dapat berasal gas atau materi partikulat yang terbawa bersama gas tersebut. Berikut merupakan beberapa cara untuk menangani pencemaran udara oleh limbah gas dan materi partikulat yang terbawa bersamanya.

✚ Mengontrol Emisi Gas Buang

Gas-gas buang seperti CO_2 , N_2 , SO_2 dan lain-lain dapat dikontrol pengeluarannya melalui beberapa metode. Gas sulfur oksida dapat dihilangkan dari udara hasil pembakaran bahan bakar dengan cara desulfurisasi menggunakan filter bash (wet scrubber).

a. Filter Udara

Filter udara dimaksudkan untuk yang ikut keluar pada cerobong atau *stack*, agar tidak ikut terlepas ke lingkungan sehingga hanya udara bersih saja yang keluar dari cerobong. Filter udara yang dipasang ini harus secara tetap diamati (dikontrol), kalau sudah jenuh (sudah penuh dengan abu/debu) harus segera diganti dengan yang baru.

b. Filter Basah

Nama lain dari filter basah adalah *scrubber* atau *wet collectors*. Prinsip kerja filter basah adalah membersihkan udara yang kotor dari bagian bawah alat.



✚ Mengurangi Emisi NO_x

Dapat dilakukan dengan teknologi denitrifikasi. Penerapannya bisa berupa perbaikan sistem boiler atau dengan memasang peralatan denitrifikasi pada saluran gas buang. Denitrifikasi dilakukan dengan menginjeksi amonia ke dalam peralatan denitrifikasi. Gas NO_x di dalam gas buang akan bereaksi dengan amonia (dengan bantuan katalis) sehingga emisi NO_x akan berkurang. Peralatan denitrifikasi sering disebut *Selective Catalytic Reduction* (SCR). Dengan peralatan ini, NO_x dalam gas buang dapat dikurangi 80-90%.

3. Limbah cair

Buangan air dari setiap industri biasanya disalurkan ke badan air penerima seperti sungai. Penanganan yang kurang memadai dapat membawa masalah pencemaran pada badan air penerimanya.

Limbah cair akan dilakukan *treatment* terlebih dahulu sebelum dibuang ke saluran sungai. Pengolahan yang dilakukan yaitu bertahap, meliputi pengolahan fisik, kimia, dan biologi.

Sebelum limbah padat masuk ke unit pengolahan limbah cair, lebih dahulu masuk ke pengendapan awal untuk disaring antara padatan terlarut dan air jernih. Air yang tersaring kemudian mengalir melalui saluran menuju ke IPAL (Instalasi Pengolahan Air Limbah). Di sepanjang saluran air yang menuju ke IPAL pada beberapa tempat diberi sekat penahan yang berfungsi sebagai penghambat aliran sehingga partikel padat terendapkan.

Dengan mengalirkan limbah ke dalam suatu bak penampung (*primary*). Proses yang terjadi dalam bak penampung adalah proses sedimentasi tanpa penambahan koagulan (tanpa terjadi reaksi). Dalam proses ini diharapkan terjadi pengendapan secara bertahap dan pemisahan secara fisika antara cairan dan



padatan yang terkandung di dalamnya. Endapan yang terbentuk diambil dan dapat dimanfaatkan sebagai pupuk organik (kompos) dan bahan biogas. Sedangkan limbah cairnya dialirkan menuju bak netralisasi.

a. Netralisasi

Limbah cair yang dihasilkan cenderung asam dengan pH \pm 4,5 sehingga perlu dinetralkan terlebih dahulu dengan menggunakan larutan kapur ($\text{Ca}(\text{OH})_2$) hingga mencapai pH \pm 7

b. Aerasi

Tahap berikutnya adalah penanganan secara biologi, yaitu dengan menggunakan *activated sludge* (Lumpur aktif).

Tahapan proses secara biologi yaitu :

- Dalam bak penampung ditambahkan nutrisi bagi mikroorganisme yang berupa urea.
- Setelah itu limbah masuk ke dalam bak *secondary*. Proses yang terjadi hanya merupakan pemisahan sebagian Lumpur aktif yang terikut mengalir dan dikembalikan lagi ke bak *biological* sehingga lumpur aktif dalam bak *biological* tidak habis. Bak pengolahan biologis dilengkapi dengan *clarifier*.
- Setelah melewati bak *secondary* limbah kemudian dialirkan menuju ke bak pengendap akhir. Limbah hasil pengendapan akhir ditampung dalam bak penampung akhir dan selanjutnya dapat dibuang ke alam (sungai).

APPENDIKS A

PERHITUNGAN NERACA MASSA

Basis:

Waktu Operasi

1 tahun = 330 hari

1 hari = 24 jam

Kapasitas Produksi

Kapasitas Produksi = 2840,91 kg DME/jam
= 2,841 ton/jam
= 22500 ton DME/tahun

Basis 1 jam operasi

Perhitungan neraca massa dilakukan mengikuti metode basis.

Dengan menggunakan basis 100 kmol/jam didapatkan produk sebesar 1819,3 kg/jam, sehingga untuk memenuhi kapasitas yang diinginkan, didapat rasio scale up :

$$\begin{aligned}\text{Ratio scale up} &= \frac{\text{Kapasitas produksi yang diinginkan}}{\text{kapasitas produksi dari basis}} \\ &= \frac{2840,91}{1819,3} = 1,562\end{aligned}$$

Dari basis 100 kmol, didapatkan jumlah massa feed sebesar 1879,634 kg, dan BM feed sebesar 18,7963

Sehingga jumlah feed yang dibutuhkan (dalam kg):

$$= 1,562 \times 1879,634 = 2935,16 \text{ kg}$$

Jumlah feed yang dibutuhkan (dalam kmol):

$$\begin{aligned}&= \frac{\text{Massa feed}}{\text{BM feed}} \\ &= \frac{2935,157831}{18,7963} \\ &= 156,2 \text{ kmol/jam}\end{aligned}$$

Sehingga jumlah aliran feed yang masuk sebesar 156,2 kmol/jam

Komposisi Gas Alam (*Monomer lab of CAPC*)

Komp	% Mol	BM	laju alir mol (kmol/jam)	laju alir massa (kg/jam)
CH ₄	88,85	16	138,7447	2219,92
C ₂ H ₆	1,71	30	2,6718	80,15
C ₃ H ₈	1,58	44	2,4641	108,42
i-C ₄ H ₁₀	0,47	58	0,7308	42,39
n-C ₄ H ₁₀	0,87	58	1,3523	78,43
i-C ₅ H ₁₂	0,08	72	0,1249	8,99
n-C ₅ H ₁₂	0,11	72	0,1718	12,37
C ₆ H ₁₄	0,19	86	0,2967	25,52
CO ₂	3,61	44	5,6372	248,04
N ₂	2,54	28	3,9617	110,93
total	100,0		156,2	2935,158
H ₂ S	2 ppm	34	0,0002	0,00587
total			156,1563	2935,164

Menghitung BM feed

Komp	BM	mol (kmol/jam)	Xf	BM*Xf
CH ₄	16	138,7447	0,888499	14,216
C ₂ H ₆	30	2,6718	0,01711	0,5133
C ₃ H ₈	44	2,4641	0,01578	0,69432
i-C ₄ H ₁₀	58	0,7308	0,00468	0,27144
n-C ₄ H ₁₀	58	1,3523	0,00866	0,50228
i-C ₅ H ₁₂	72	0,1249	0,0008	0,0576

n-C ₅ H ₁₂	72	0,1718	0,0011	0,0792
C ₆ H ₁₄	86	0,2967	0,0019	0,1634
CO ₂	44	5,6372	0,0361	1,5884
N ₂	28	3,9617	0,02537	0,71036
H ₂ S	34	0,0001	7,08E-07	2,4E-05
total		156,1563	1	18,7963

1) Perhitungan Neraca Massa Desulfurizer (R-110)

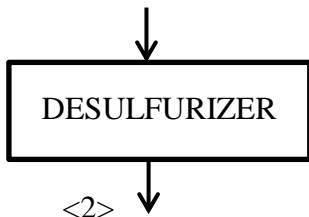
Fungsi : Memisahkan H₂S yang terkandung dalam gas alam

Kondisi Operasi : T = 375 °C

P = 41,3 bar Sumber :

(US Patent Robinson)

Reaksi yang terjadi : $\text{ZnO} + \text{H}_2\text{S} \leftrightarrow \text{ZnS} + \text{H}_2\text{O}$
<1>



Massa masuk = Massa Keluar + Massa akumulasi

$$m<1> + m<\text{ZnO}> = m<2> + m<\text{ZnO}> + m<\text{ZnS}>$$

$$m<1> = m<2> + m<\text{ZnS}>$$

Keterangan

<1> = Feed gas alam yang masuk desulfurizer

<2> = Gas alam yang keluar desulfurizer

Dasar Perhitungan :

1. Asumsi konversi $\text{H}_2\text{S} = 100\%$
2. 1 kg ZnO dapat menyerap 0.15 kg H_2S (*Ulrich*)
3. Adsorben ZnO memiliki lifetime lebih dari 1000 jam, dan diambil lifetime sekitar 6000 jam (*Dennis walsh*)

Komponen H_2S :

Kandungan H_2S (2 ppm) dalam kg :

$$\begin{aligned}\text{H}_2\text{S} &= \frac{\text{H}_2\text{S (dalam ppm)}}{1000000} \times \text{Total massa gas alam(kg)} \\ &= \frac{2}{1000000} \times 2935,16 \text{ kg} \\ &= 0,00587 \text{ kg} \\ &= 0,00017 \text{ kmol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan ZnO} &= \text{massa } \text{H}_2\text{S}/0.15 \\ &= 0,00587 / 0.15 = 0,039 \text{ kg} \\ &= 0,0005 \text{ kmol}\end{aligned}$$

Reaksi yang terjadi:

	ZnO	+ H_2S	\leftrightarrow ZnS	+ H_2O	
mula	0,0005	0,0002	0,0000	0,0000	kmol
reaksi	0,0002	0,0002	0,0002	0,0002	kmol
sisa	0,0003	0,0000	0,0002	0,0002	kmol

Neraca Massa Desulfurizer (R-110) dalam kmol

Komp.	Masuk	ZnO dlm tangki (kmol)	Keluar	Akumulasi
	m<1>		m<2>	m <acc>
	(kmol)		(kmol)	(kmol)
CH_4	138,74	0	138,74	0
C_2H_6	2,672	0	2,672	0

C ₃ H ₈	2,464	0	2,464	0
i-C ₄ H ₁₀	0,731	0	0,731	0
n-C ₄ H ₁₀	1,352	0	1,352	0
i-C ₅ H ₁₂	0,125	0	0,125	0
n-C ₅ H ₁₂	0,172	0	0,172	0
C ₆ H ₁₄	0,297	0	0,297	0
CO ₂	5,637	0	5,637	0
N ₂	3,962	0	3,962	0
H ₂ S	0,0002	0	0	0
H ₂ O	0	0	0,0002	0
ZnO	0	0,0005	0	0,0003
ZnS	0	0	0	0,0002
sub tota	17	0,0005	156	0,0005

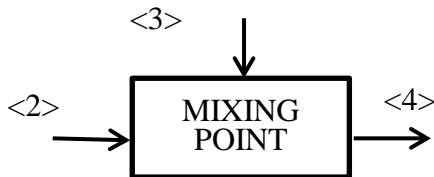
Neraca Massa Desulfurizer (R-110) dalam kg

Komp.	Masuk	ZnO dlm tangki	Keluar	Akumulasi
	m<1>	(kg)	m<2>	m <acc>
	(kg)		(kg)	(kg)
CH ₄	2220	0	2220	0
C ₂ H ₆	80,15	0	80,2	0
C ₃ H ₈	108,42	0	108,4	0
i-C ₄ H ₁₀	42,39	0	42,4	0
n-C ₄ H ₁₀	78,43	0	78,4	0
i-C ₅ H ₁₂	8,99	0	8,99	0
n-C ₅ H ₁₂	12,37	0	12,37	0
C ₆ H ₁₄	25,52	0	25,5	0
CO ₂	248,0	0	248	0
N ₂	110,93	0	110,9	0
H ₂ S	0,006	0	0	0
H ₂ O	0	0	0,003	0
ZnO	0	0,0391	0	0,02

ZnS	0	0	0	0,02
sub total	2935	0,0391	2935	0,04
Total	2935,2		2935,2	

2) Perhitungan Neraca Massa *Mixing Point*

Fungsi: Mengontakkan gas alam dan steam dengan ratio (1:3,5)



Massa masuk = Massa Keluar

$$m<2> + m<3> = m<4>$$

Keterangan

<2> = Gas alam keluar dari desulfurizer

<3> = Steam yang diperlukan

<4> = Umpan reaktor reformer

Dasar Perhitungan :

1. Ratio steam to carbon dengan rentan 2.5 : 1 sampai dengan 8 : 1, dan diambil ratio 3.5 : 1.

Sumber : (Buku Pintar Migas Indonesia)

Total Mol Komponen C dalam Feed

Komp	(kmol)	BM	Atom C	C (kmol)
CH ₄	138,7	16	1	138,7
C ₂ H ₆	2,67	30	2	5,3
C ₃ H ₈	2,46	44	3	7,4

i-C ₄ H ₁₀	0,731	58	4	2,9
n-C ₄ H ₁₀	1,352	58	4	5,4
i-C ₅ H ₁₂	0,125	72	5	0,6
n-C ₅ H ₁₂	0,172	72	5	0,9
C ₆ H ₁₄	0,297	86	6	1,8
CO ₂	5,64	44	1	5,6
N ₂	3,96	28	0	0,0
H ₂ O	0,000	18	0	0,0
Total	156	526,00	31	168,71

$$\begin{aligned}
 \text{Sehingga jumlah steam yang diperlukan} &= \text{ratio C} \times \text{total mol C} \\
 &= 3,5 \times 168,71 \\
 &= 590,5
 \end{aligned}$$

Jumlah steam yang diperlukan dalam kg

$$\begin{aligned}
 &= 590,5 \text{ kmol} \times \text{BM H}_2\text{O} \\
 &= 590,5 \text{ kmol} \times 18 \\
 &= 10629,0 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Mixing Point

Komp	Masuk				Keluar	
	m<2>		m<3>		m<4>	
	(kmol)	(kg)	(kmol)	(kg)	(kmol)	(kg)
CH ₄	138,7	2220	0	0	138,7	2220
C ₂ H ₆	2,67	80,15	0	0	2,67	80,15
C ₃ H ₈	2,46	108,42	0	0	2,46	108,42
i-C ₄ H ₁₀	0,73	42,39	0	0	0,73	42,39
n-C ₄ H ₁₀	1,35	78,43	0	0	1,35	78,43
i-C ₅ H ₁₂	0,12	8,99	0	0	0,12	8,99
n-C ₅ H ₁₂	0,17	12,37	0	0	0,17	12,37
C ₆ H ₁₄	0,30	25,52	0	0	0,30	25,52
CO ₂	5,64	248,0	0	0	5,64	248,04

N ₂	3,96	110,93	0	0	3,96	110,93
H ₂ O	2E-04	0,00	590	10629	590	10629,0
sub total	156	2935	590	10629	747	13564,2
Total	13564,16				13564,16	

3) Perhitungan Neraca Massa Steam Reformer (R-210)

Fungsi: Mengkonversikan gas alam menjadi syngas yaitu gas CO & H₂

Kondisi operasi : T = 800 °C

P = 30 bar Sumber : (Liu, 2006)



Massa masuk = Massa Keluar

$$m_{<4>} = m_{<5>}$$

Keterangan

<4> = Umpan reformer

<5> = Syngas hasil proses reaksi reforming

Dasar Perhitungan :

Konversi reaksi :

X CH₄ = 94 % dari total CH₄ input (Xiang-Dong, 2002)

Asumsi konversi :

X C₂H₆ = 100 % dari total C₂H₆ input

X C₃H₈ = 100 % dari total C₃H₈ input

X C₄H₁₀ = 100 % dari total C₄H₁₀ input

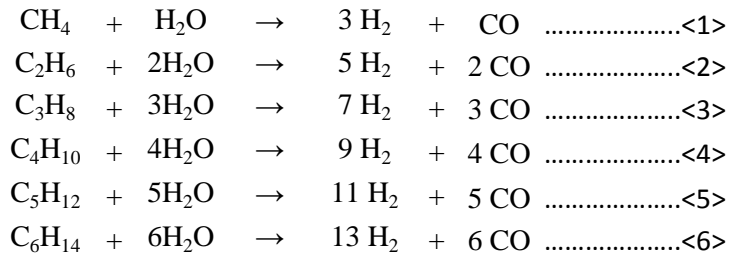
X C₅H₁₂ = 100 % dari total C₅H₁₂ input

X C₆H₁₄ = 100 % dari total C₆H₁₄ input

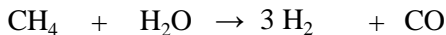
Mekanisme reaksi didalam steam reformer adalah sbb :



Reaksi tiap komponen sebagai berikut :



1. Reaksi CH₄

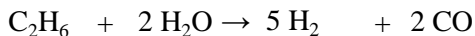


$$\begin{aligned} CH_4 \text{ yang bereaksi} &= \text{mol } CH_4 \text{ mula-mula} \times (X \text{ } CH_4) \\ &= 138,7447 \times 94 \% = 132 \text{ kmol} \end{aligned}$$

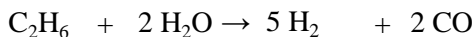
	CH ₄	+ H ₂ O	→ 3 H ₂	+ CO
m	138,7	590,5	0,0000	0,000
r	131,8	131,8	395,4	131,8
s	6,9	458,7	395,4	131,8

$$\begin{aligned} \text{Sehingga sisa } CH_4 &= 6,9 \text{ kmol} \\ &= 111,00 \text{ kg} \end{aligned}$$

2. Reaksi C₂H₆

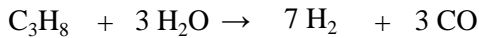


$$\begin{aligned} C_2H_6 \text{ yang bereaksi} &= \text{mol } C_2H_6 \text{ mula-mula} \times (X \text{ } C_2H_6) \\ &= 2,672 \times 100 \% = 2,67 \text{ kmol} \end{aligned}$$

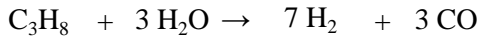


m	2,67	458,7	395,4	131,8
r	2,67	5,34	13,36	5,34
s	0	453,3	408,8	137,2

3. Reaksi C₃H₈

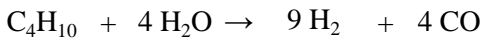


$$\begin{aligned} \text{C}_3\text{H}_8 \text{ yang bereaksi} &= \text{mol C}_3\text{H}_8 \text{ mula-mula} \times (\text{X C}_3\text{H}_8) \\ &= 2,464 \times 100 \% = 2,46 \text{ kmol} \end{aligned}$$

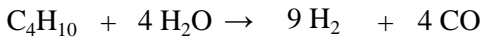


m	2,46	453,3	408,8	137,2
r	2,46	7,39	17,25	7,39
s	0,00	446,0	426,0	144,5

4. Reaksi C₄H₁₀

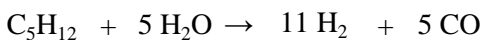


$$\begin{aligned} \text{C}_4\text{H}_{10} \text{ yang bereaksi} &= \text{mol C}_4\text{H}_{10} \text{ mula-mula} \times (\text{X C}_4\text{H}_{10}) \\ &= 2,083 \times 100 \% = 2,08 \text{ kmol} \end{aligned}$$



m	2,08	446,0	426,0	144,5
r	2,08	8,33	18,75	8,33
s	0,00	437,6	444,8	152,9

5. Reaksi C₅H₁₂



$$\begin{aligned} \text{C}_5\text{H}_{12} \text{ yang bereaksi} &= \text{mol C}_5\text{H}_{12} \text{ mula-mula} \times (\text{X C}_5\text{H}_{12}) \\ &= 0,2967 \times 100 \% = 0,30 \text{ kmol} \end{aligned}$$

	C_5H_{12}	+ 5 H_2O	\rightarrow	11 H_2	+ 5 CO
m	0,30	437,6		444,8	152,9
r	0,30	1,48		3,26	1,48
s	0,00	436,1		448,0	154,4

6. Reaksi C_6H_{14}

$$C_6H_{12} + 6 H_2O \rightarrow 13 H_2 + 6 CO$$

C_6H_{14} yang bereaksi = mol C_6H_{14} mula-mula x (X C_6H_{14})
 = 0,2967 x 100 % = 0,30 kmol

	C_6H_{12}	+ 6 H_2O	\rightarrow	13 H_2	+ 6 CO
m	0,30	436,1		448,0	154,4
r	0,30	1,78		3,86	1,78
s	0,00	434,4		451,9	156,1

Neraca Massa Reaktor Reformer (R-210)

Komp.	Masuk		Keluar	
	m<4>		m<5>	
	(kmol)	(kg)	(kmol)	(kg)
CH_4	138,7	2220	6,94	111
C_2H_6	2,67	80,15	0,000	0,000
C_3H_8	2,46	108,42	0,000	0,000
i- C_4H_{10}	0,73	42,39	0,000	0,000
n- C_4H_{10}	1,35	78,43	0,000	0,000
i- C_5H_{12}	0,12	8,99	0,000	0,000
n- C_5H_{12}	0,17	12,37	0,000	0,000
C_6H_{14}	0,30	25,52	0,000	0,000
CO_2	5,64	248,0	5,64	248,0
N_2	3,96	110,93	3,96	110,9

H ₂ O	590	10629	434	7818
H ₂	0	0,0000	452	903,8
CO	0	0,0000	156,1	4372
sub total	747	13564	1059	13564
Total	13564,1572	13564,1572		

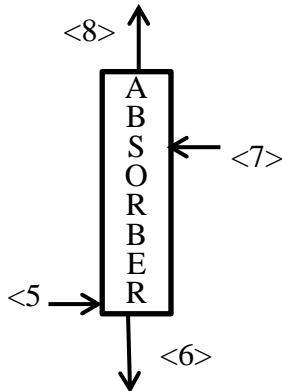
4) Perhitungan Neraca Massa Absorber (D-310)

Fungsi : Menyerap gas CO₂ yang ada dalam gas proses

Kondisi Operasi : T = 38 °C

P = 17 bar

Sumber : (Yongping Yang)



$$\text{Massa masuk} = \text{Massa Keluar}$$

$$m<5> + m<7> = m<6> + m<8>$$

Keterangan

<5> = Syngas hasil proses dari reaksi reforming

<8> = Syngas yang keluar dari absorber

<6> = Absorben dan gas CO₂ yang terserap

m<7> = Absorben (solvent MEA)

Dasar perhitungan :

Recovery CO₂ 95% mol Sumber : (Yongping Yang)

MEA yang digunakan adalah MEA = 20 % wt

Asumsi H₂O yang terikut syngas 20% H₂O dalam absorber

H₂O dalam absorber = H₂O keluar reformer + H₂O dari m<7>

$$= 436,7 \text{ kmol} = 7861,1 \text{ kg}$$

n CO₂ yang terserap =

= CO₂ hasil proses dari reaksi reforming x Recovery CO₂

$$= 5,64 \times 95\%$$

$$= 5,36 \text{ kmol}$$

m<5>= jumlah massa keluar dari reaktor reformer

m<7>= Jumlah massa MEA yang dibutuhkan

$$= \text{Solution loading} \times \text{CO}_2 \text{ yang terserap}$$

m<6>= Jumlah massa CO₂ yang terserap + jumlah solvent MEA keluar absorber

m<8>= jumlah massa syngas keluar dari absorber

$$= \text{jumlah massa m<5> tanpa H}_2\text{O} + 20\% \text{ H}_2\text{O dalam absorber} + \text{jumlah massa CO}_2 \text{ yang tersisa}$$

1) m<5>= jumlah massa syngas keluar dari reaktor reformer

$$= 13564 \text{ kg}$$

Komponen masuk Absorber (D-310) dari Reaktor Reformer

Komp	m (kg)	BM	m(kmol)	fraksi mol
CH ₄	111,0	16	6,94	0,007
CO ₂	248,0	44	5,64	0,005
N ₂	110,9	28	3,96	0,004

H ₂ O	7818	18	434,36	0,410
H ₂	903,8	2	451,90	0,427
CO	4372	28	156,14	0,147
sub total	13564		1058,9	1,000

2) m_{CO_2} = Jumlah massa MEA yang dibutuhkan
= Solution loading x n CO₂ yang terserap

Solution Loading = 0.45 (mol/mol) (Christopher Higman, hal 302)
n CO₂ yang terserap = Recovery CO₂ x n CO₂ dalam m₅
= 95% x 5,64
= 5,36 kmol
= 235,6 kg

n MEA yang dibutuhkan = solution loading x n CO₂ terserap
= 0,45 x 5,36 = 2,41 kmol

Menghitung BM Solvent (MEA+H₂O)

Komp	BM	fraksi massa	Massa (kg)	kmol	fraksi mol
MEA	61	0,2000	20	0,328	0,069
H ₂ O	18	0,8000	80	4,444	0,931
Total		1,0000	100	4,772	1

BM solvent = massa total solvent : n total solvent
= 100 : 4,772
= 20,95

Massa solvent yang dibutuhkan
= BM solvent x n solvent MEA yg dibutuhkan
= 20,95 x 2,41 = 50,50 kg

$$\begin{aligned}\text{Massa MEA yg dibutuhkan} &= 20\% \times \text{massa solvent MEA} \\ &= 20\% \times 50,50 = 10,1 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}3) m_{<6>} &= \text{Jumlah massa CO}_2 \text{ yang terserap} + \text{jumlah massa MEA keluar absorber} + 80\% \text{ H}_2\text{O dalam absorber} \\ \text{Jumlah massa CO}_2 \text{ yang terserap} &= 235,6 \text{ kg} \\ \text{Jumlah massa solvent MEA keluar absorber} &= 50,50 \text{ kg} \\ \text{Jumlah massa 80\% H}_2\text{O dalam absorber} : \\ n \text{ 80\% H}_2\text{O dalam absorber} &= 0,8 \times 436,7 \\ &= 349 \text{ kmol} \\ \text{Massa 80\% H}_2\text{O dalam absorber} &= 18 \times 349 \\ &= 6288,9 \text{ kg} \\ m_{<6>} &= 235,64 + 10,10 + 6288,9 = 6534,6 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}4) m_{<8>} &= \text{jumlah massa syngas keluar dari absorber} \\ &= \text{jumlah massa } m_{<5>} \text{ tanpa H}_2\text{O} + 20\% \text{ H}_2\text{O dalam absorber} + \text{jumlah massa CO}_2 \text{ yang tersisa}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{jumlah massa } m_{<5>} &= 13564 \text{ kg} \\ \text{jumlah massa } m_{<5>} \text{ tanpa H}_2\text{O} + \text{CO}_2 \\ &= 13564 - 8109,1 = 5499,14 \text{ kg} \\ \text{jumlah massa CO}_2 \text{ yang tersisa} &= 12,4 \text{ kg} \\ \text{Jumlah massa 20\% H}_2\text{O dalam absorber:} \\ n \text{ 20\% H}_2\text{O dalam absorber} &= 0,2 \times 436,7 \\ &= 87,3 \text{ kmol} \\ \text{Massa 20\% H}_2\text{O dalam absorber} &= 18 \times 87,3 \\ &= 1572,2 \text{ kg} \\ m_{<8>} &= 5499 + 1572,2 + 12,4 = 7083,8 \text{ kg}\end{aligned}$$

Neraca Massa Absorber (D-310)

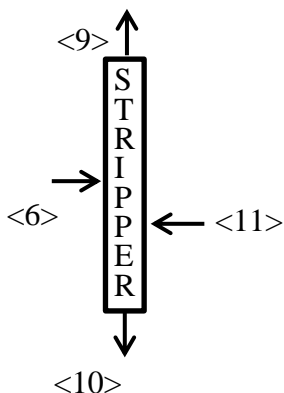
No	Masuk			Keluar		
	m<5>	Fraksi Massa	Massa (kg)	m<8>	Fraksi Massa	Massa (kg)
1	CH ₄	0,01	111,00	CH ₄	0,016	111,00
2	CO ₂	0,02	248,04	CO ₂	0,002	12,40
3	N ₂	0,01	110,93	N ₂	0,016	110,93
4	H ₂ O	0,58	7818,5	H ₂ O	0,222	1571,8
5	H ₂	0,07	903,80	H ₂	0,128	903,80
6	CO	0,32	4371,9	CO	0,617	4371,9
7	MEA	0,000	0,000	MEA	0,000	0,00
Sub Total		1	13564	Sub Total	1	7081,8
No	m<7>	Fraksi Massa	Massa (kg)	m<6>	Fraksi Massa	Massa (kg)
1	CO2	0,000	0,000	CO2	0,04	235,64
2	H2O	0,80	40,40	H2O	0,96	6287,1
3	MEA	0,20	10,10	MEA	0,00	10,10
Sub Total		1	50,50	Sub Total	1	6532,8
Total			13615	Total		13615

5) Perhitungan Neraca Massa Stripper (D-320)

Fungsi : Meregenerasi MEA

Kondisi Operasi : T = 83 °C

P = 1 bar Sumber : (Yongping Yang)



$$\text{Massa masuk} = \text{Massa Keluar}$$

$$m_{<6>} + m_{<11>} = m_{<10>} + m_{<9>}$$

Keterangan :

<6> = Solvent MEA dan gas CO₂ yang terabsorb

<9> = CO₂ Keluar dari stripper

<10> = Solvent MEA keluar Stripper

<11> = Steam masuk Stripper

Dasar Perhitungan :

Asumsi kemurnian CO₂ 99%

1) $m_{<6>}$ = jumlah massa sol. MEA & gas CO₂ yg terabsorb

Komponen masuk Stripper (D-320) dari absorber (D-310)

m<6>				
Komp	BM	Massa (kg)	kmol	fraksi mol
Sol. MEA	20,954	6297,2	300,52	0,9825

CO ₂	44	235,6	5,3554	0,0175
Total		6532,8	305,88	1,000

$$\begin{aligned}
 \text{mol total } m_{<6>} &= 305,88 \text{ kmol} \\
 \text{mol CO}_2 \text{ dalam } m_{<6>} &= 5,3554 \text{ kmol} \\
 \text{massa CO}_2 \text{ dalam } m_{<6>} &= 5,36 \times \text{BM CO}_2 \\
 &= 5,36 \times 44 = 235,64 \text{ kg} \\
 x_6 \text{ (fraksi mol CO}_2 \text{ dalam } m_{<6>}) &= 0,0175 \\
 \text{mol sol. MEA dalam } m_{<6>} &= \text{inert liquid (L)} \\
 &= 300,52 \text{ kmol} \\
 \text{massa sol. MEA dalam } m_{<6>} &= 300,52 \times \text{BM sol. MEA} \\
 &= 300,52 \times 20,954 \\
 &= 6297 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 2) \text{ } m_{<10>} &= \text{jumlah massa sol. MEA keluar dari stripper} \\
 &= \text{jumlah massa } m_{<6>} - \text{jumlah massa CO}_2 \text{ yg terlepas} \\
 \text{Jumlah massa CO}_2 \text{ yg terlepas :} \\
 \text{Kemurnian CO}_2 &= 0,9999 \\
 \text{mol CO}_2 \text{ yang terlepas} &= 0,9999 \times \text{mol CO}_2 \text{ dalam } m_{<6>} \\
 &= 0,9999 \times 5,3554 \\
 &= 5,3548 \text{ kmol} \\
 \text{massa CO}_2 \text{ yang terlepas} &= 5,3548 \times \text{BM CO}_2 \\
 &= 5,3548 \times 44 = 235,61 \text{ kg} \\
 \text{mol CO}_2 \text{ dalam } m_{<10>} &= 5,3554 - 5,3548 \\
 &= 0,0005 \text{ kmol} \\
 \text{massa CO}_2 \text{ dalam } m_{<10>} &= 0,0005 \times \text{BM CO}_2 \\
 &= 0,0005 \times 44 \\
 &= 0,02356 \text{ kg} \\
 x_{10} \text{ (fraksi mol CO}_2 \text{ dalam } m_{<10>}) &= 0,000002 \\
 m_{<10>} &= \text{jumlah massa } m_{<6>} - \text{jumlah massa CO}_2 \text{ yg terlepas}
 \end{aligned}$$

$$= 6532,8 - 235,61 = 6297,2 \text{ kg}$$

3) m_{11} = jumlah massa steam masuk stripper

$$\text{mol steam masuk stripper} = 670,7 \text{ kmol}$$

(Trial Goal Seek)

$$\text{massa steam masuk stripper} = 670,7 \times \text{BM H}_2\text{O}$$

$$= 12073 \text{ kg}$$

$$x_{11} \text{ (fraksi mol CO}_2 \text{ didalam aliran 11)} = 0$$

4) $m_{9>}$ = jumlah massa CO₂ yg terlepas + jumlah massa steam masuk

$$\text{mol CO}_2 \text{ yang terlepas} = 5,3548 \text{ kmol}$$

$$\text{massa CO}_2 \text{ yg terlepas} = 235,6 \text{ kg}$$

Kondisi Operasi

$$T = 356,15 \text{ K}$$

$$P = 0,987 \text{ atm}$$

$$H = 4387 \text{ atm/mol fraction (dari table 2-123,$$

Perry, 8th edition)

$$H' = H/P = 4444,8 \text{ mol fract liquid/mol fract gas}$$

$$x_9 = H' \times x_{10}$$

$$x_9 = 4444,8 \times x_{10}$$

$$x_9 \text{ (fraksi mol CO}_2 \text{ dalam } m_{9>}) = 0,0079$$

$$\text{mol steam masuk stripper} = \text{inert gas (V')}$$

$$= 670,7 \text{ kmol}$$

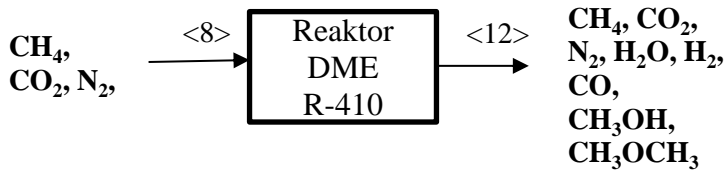
$$m_{9>} = 235,6 + 12073 = 12308 \text{ kg}$$

$$\begin{array}{rclcl} \text{CO2 Masuk} & = & \text{CO2 Keluar} & & \\ \text{L' } \frac{x_6}{1-x_6} + \text{V' } \frac{x_{11}}{1-x_{11}} & = & \text{L' } \frac{x_{10}}{1-x_{10}} + \text{V' } \frac{x_9}{1-x_9} & & \\ 5,36 + 0 & = & 0 + 5,35 & & \\ & & 5,36 = 5,36 & & \end{array}$$

Neraca Massa Stripper (D-320)

6) Perhitungan Neraca Massa Reaktor DME (R-410)

Kondisi Operasi : T = 260 °C
P = 50 bar Sumber : (*Ohno*, 2005)

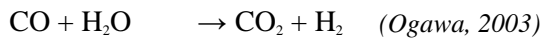
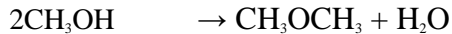


Keterangan

<8> = Syngas yang keluar dari absorber

<12> = Gas proses yang keluar dari reaktor

Reaksi yang terjadi di reaktor tersebut:



Konversi Reaksi :

$$X \text{ CO} = 94\% \quad (\text{Ogawa, 2003})$$

$$\text{Asumsi } X \text{ CH}_3\text{OH} = 99\%$$

$$\text{Asumsi CO dalam reaksi reaksi water gas shift } X \text{ CO} = 94\%$$

a. Komponen CO

$$\text{CO mula-mula} = 156,1398 \text{ kmol/jam}$$

$$= 4371,913 \text{ kg/jam}$$

$$\text{CO yang bereaksi} = X \text{ CO} \times \text{CO yang masuk}$$

$$= 94\% \times 4371,913 \text{ kg/jam}$$

$$= 4109,593 \text{ kg/jam}$$

$$\text{CO sisa} = 4371,913 - 4109,6 \text{ kg/jam}$$

$$= 262,315 \text{ kg/jam}$$

1) Stokiometri Reaksi Komponen CO dalam kmol

Reaksi Utama :

$$2 \text{ CO} + 4 \text{ H}_2 \longrightarrow 2 \text{ CH}_3\text{OH}$$

Mula	156,1	451,90	0,0000	kmol
Reaksi	146,8	293,54	146,77	kmol
Sisa	9,368	158,36	146,77	

b. Komponen CH_3OH

$$\begin{aligned} \text{CH}_3\text{OH mula-mula} &= 146,7714 \text{ kmol/jam} \\ &= 4696,684 \text{ kg/jam} \\ \text{CH}_3\text{OH yang bereaksi} &= X \text{ CH}_3\text{OH} \times \text{CH}_3\text{OH yang masuk} \\ &= 99\% \times 4696,684 \text{ kg/jam} \\ &= 4649,7169 \text{ kg/jam} \\ \text{CH}_3\text{OH sisa} &= 4696,684 - 4649,72 \text{ kg/jam} \\ &= 46,9668 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

2) Stokiometri Reaksi Komponen CH_3OH dalam kmol

Reaksi Utama :

$$2\text{CH}_3\text{OH} \longrightarrow \text{CH}_3\text{OCH}_3 + \text{H}_2\text{O}$$

Mula	146,7714	0,0000	87,3209
Reaksi	145,3037	72,652	72,6518
Sisa	1,4677	72,652	159,973

c. Reaksi water gas shift

$$\begin{aligned} \text{CO sisa reaksi (1)} &= 9,3684 \text{ kmol/jam} \\ &= 262,315 \text{ kg/jam} \\ \text{CO yang bereaksi} &= X \text{ CO} \times \text{CO yang masuk} \\ &= 94\% \times 262,315 \text{ kg/jam} \\ &= 259,69164 \text{ kg/jam} \\ \text{CO sisa} &= 262,315 - 259,692 \text{ kg/jam} \\ &= 2,6231 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

3) Stokiometri Reaksi Komponen Water Gas Shift

Reaksi sampling :

	CO	+	H ₂ O	→	H ₂	+	CO ₂
Mula	9,368		159,97		158,4		0,2819
Reaksi	8,806		8,806		8,806		8,8063
Sisa	0,562		151,17		167,2		9,0881

Neraca Massa di Reaktor DME (R-410) dalam kmol

Masuk		Keluar	
Komp.	Massa (kmol)	Komp.	Massa (kmol)
<u>Aliran <8></u>		<u>Aliran <12></u>	
CH ₄	6,94	CH ₄	6,94
CO ₂	0,28	CO ₂	9,088
N ₂	3,96	N ₂	3,96
H ₂ O	87,32	H ₂ O	151,17
CO	156,14	CO	0,562
H ₂	451,90	H ₂	167,163
		CH ₃ OH	1,4677
		CH ₃ OCH ₃	72,65
Total	706,54095	Total	412,998211

Neraca Massa pada Reaktor DME (R-410) dalam kg

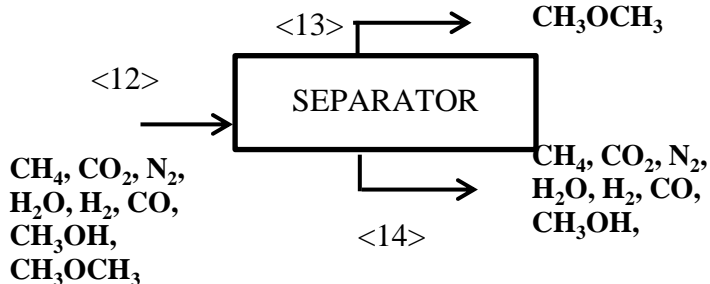
Masuk		Keluar	
Komp.	Massa (kg)	Komp.	Massa (kg)
<u>Aliran <8></u>		<u>Aliran <12></u>	
CH ₄	111,00	CH ₄	111,00
CO ₂	12,40	CO ₂	399,878
N ₂	110,93	N ₂	110,93
H ₂ O	1571,78	H ₂ O	2721,00

CO	4371,91	CO	15,739
H ₂	903,80	H ₂	334,326
		CH ₃ OH	46,967
		CH ₃ OCH ₃	3341,98
Total	7081,8133	Total	7081,8133

7) Perhitungan Neraca Massa Separator (H-510)

Fungsi : Memisahkan fase liquid dan fase gas

Kondisi Operasi : T = 35 °C CH₄, CO₂, N₂,
P = 40 bar H₂O, H₂, CO,
CH₃OH,
CH₃OCH₃



Keterangan :

<12> = Gas proses yang keluar dari Reaktor DME (R-410)

<13> = Gas proses yang keluar dari separator (H-510)

<14> = Liquid yang terpisah dari gas proses

Neraca massa dapat dihitung dengan menggunakan kesetimbangan uap cair (vapour liquid equilibrium, VLE).

Algoritma perhitungannya sebagai berikut :

1. Menghitung tekanan uap masing-masing pada kondisi masuk

$$\text{Log } P^{\text{sat}} = A - B / (T + C)$$

Dimana

P_{sat} = Tekanan uap (mmHg)

A, B, C = Konstanta Antoine untuk tiap komponen

T = Temperatur absolute (C)

Sumber : (Yaws, L Carl)

2. Trial fraksi uap keluar Separator sampai komposisi uapnya = 1

$$\sum_{i=1}^c \frac{K_i Z_i}{1 + (K_i - 1) \frac{V}{F}}$$

Dimana

K_i = Konstanta kesetimbangan uap cair komponen (i)

Z_i = Fraksi mol komponen (i)

V/F = Fraksi uap aliran keluar

Sumber : (Smith, Van Ness)

Perhitungan nilai K_i jika suhu kritis diatas suhu operasi

$$K_i = \frac{P_{\text{sat}}}{P}$$

Perhitungan nilai K_i jika suhu kritis dibawah suhu operasi

$$K_i = \frac{H}{P}$$

Sumber : (Perry's Chemical Engineering Handbook)

3. Menghitung mol uap dan liquid aliran keluar Separator

$$y_i = \frac{z_i K_i}{1 + V(K_i - 1)}$$

$$x_i = y_i / K_i$$

Sumber : (Perry's Chemical Engineering Handbook)

5. Menghitung komposisi top dan bottom produk

$$z_i = x_i \mathcal{L} + y_i \mathcal{V}$$

Perhitungan berdasarkan *Flash Calculation* Van Ness
6th edition hal 456

- 1) Menghitung mole fraksi tiap komponen (Z_i)
yang masuk Separator

Komp	kmol	Z_i
CH ₄	6,9372	0,0168
CO ₂	9,0881	0,0220
N ₂	3,9617	0,0096
H ₂ O	151,1665	0,3660
CO	0,5621	0,0014
H ₂	167,1630	0,4048
CH ₃ OH	1,4677	0,0036
CH ₃ OCH ₃	72,6518	0,1759
Total	412,9982	1,0000

Konstanta Antoine

Komp.	A	B	C
CH ₄	6,696	405,4	267,8
CO ₂	9,81	1348	273
N ₂	6,495	255,7	266,6
H ₂ O	8,071	1731	233,4
CO	6,694	231,7	268
H ₂	5,815	66,79	275,7
CH ₃ OH	7,973	1515	232,9
DME	6,976	889,3	242

Sumber : *Dean dan Yaws, L Carl*

Perhitungan Tekanan Uap Jenuh Masing-masing Komponen

Komp.	log Psat	Psat (mmHg)	$P = 40 \text{ bar} = 30400 \text{ mmHg}$ $T = 35 \text{ }^{\circ}\text{C} = 308 \text{ K}$
CH ₄	5,357	227309,71	
CO ₂	5,434	271688,61	
N ₂	5,647	443286,06	
H ₂ O	1,624	42,07	
CO	5,929	849897,2	
H ₂	5,600	397763,30	
CH ₃ OH	2,317	207,30	
CH ₃ OCH ₃	3,765	5823,67	
Total	35,67	2196018	

Perhitungan Ki komponen bersuhu kritis dibawah suhu operasi

Komp.	log Psat	Psat (mmHg)
CH ₄	5,357	227309,7
N ₂	5,647	443286,06
CO	5,929	849897,2
H ₂	5,600	397763,30

Untuk menghitung nilai konstanta Henry, menggunakan sebagai berikut :

$$\ln x = A + B/T + C \ln T + DT$$

$$H = 1/x$$

Ket : T : (suhu) dalam K

H : (Konstanta Henry)

x : fraksi mol saat zat terlarut dalam air ketika tekanan partial zat terlarut 1 atm

Perhitungan Konstanta Henry

Komp	A	B	C	D	ln x	x
CH ₄	-338	13282	51,91	-0,042583	-1,E+01	2,1741E-05
N ₂	-182	8632	24,8	0	-1,E+01	1,0474E-05
H ₂	-126	5528	16,89	0	-1,E+01	1,3503E-05
CO	-172	8297	23,34	0	-1,E+01	1,5097E-05

Komponen	H (atm)	H (mmHg)	Ki
CH ₄	45995,72	34956744	1149,89
N ₂	95471,68	72558480	2386,79
H ₂	74059,7	56285374	1851,49
CO	66236,44	50339698	1655,91

Perhitungan Ki komponen bersuhu kritis diatas suhu operasi

Komp.	log Psat	Psat	Ki
		(mmHg)	
CO ₂	5,434	271689	8,937
H ₂ O	1,624	42,07	0,00138
CH ₃ OH	2,317	207,30	0,00682
DME	3,765	5823,67	0,192

Perhitungan Komposisi bottom dan top produk

Komp.	Ki	yi	xi
CH ₄	1150	0,035	0,0

CO ₂	8,937	0,041	0,005
N ₂	2387	0,020	0,0
H ₂ O	0,001	0,001	0,701
CO	1656	0,003	0,0
H ₂	1851	0,845	0,000
CH ₃ OH	0,007	0,000	0,007
DME	0,192	0,055	0,287
Total	7053	1,000	1,000

Trial nilai V/F dengan menggunakan menu Goal seek didapatkan

$$V/F = 0,4787$$

$$V = 197,6976 \text{ kmol/jam} \quad (\text{Jumlah mol top produk})$$

$$L/F = 0,5213$$

$$L = 215,3007 \text{ kmol/jam} \quad (\text{jumlah mol bottom produk})$$

Dapat dilakukan perhitungan komposisi top dan bottom produk seperti berikut ini:

$$\text{Top Product} = \text{Fraksi mol top product } (y_i) \times \text{Jumlah mol } (V)$$

$$\text{Bottom Product} = \frac{\text{Fraksi mol Bottom product } (x_i) \times \text{Jumlah mol } (L)}{\text{Jumlah mol } (L)}$$

Sumber : (*Smith, Van Ness*)

Perhitungan Top dan Bottom

Komp	Top		Bottom	
	y _i	Kmol	x _i	Kmol
CH ₄	0,035	6,93	0,0000	0,007
CO ₂	0,041	8,10	0,0046	0,987
N ₂	0,020	3,96	0,0000	0,002
H ₂ O	0,001	0,19	0,7012	151,0

CO	0,003	0,56	0,0000	0,000
H ₂	0,845	167,06	0,0005	0,098
CH ₃ OH	0,000	0,01	0,0068	1,459
DME	0,055	10,87	0,2870	61,78
Total	1	198	1	215

Neraca Massa di Separator (H-510) dalam kmol

Masuk		Keluar	
Komp.	Massa (kmol)	Komp.	Massa (kmol)
<u>Aliran <8></u>		<u>Aliran <12></u>	
CH ₄	6,94	CH ₄	6,931
CO ₂	9,09	CO ₂	8,101
N ₂	3,96	N ₂	3,960
H ₂ O	151,17	H ₂ O	0,192
CO	0,56	CO	0,562
H ₂	167,16	H ₂	167,065
CH ₃ OH	1,47	CH ₃ OH	0,009
CH ₃ OCH ₃	72,65	CH ₃ OCH ₃	10,868
		<u>Aliran <13></u>	
		CH ₄	0,007
		CO ₂	0,987
		N ₂	0,002
		H ₂ O	150,975
		CO	0,000
		H ₂	0,098
		CH ₃ OH	1,459
		CH ₃ OCH ₃	61,784
Total	412,9982	Total	412,9982

Neraca Massa pada Separator (H-510) dalam kg

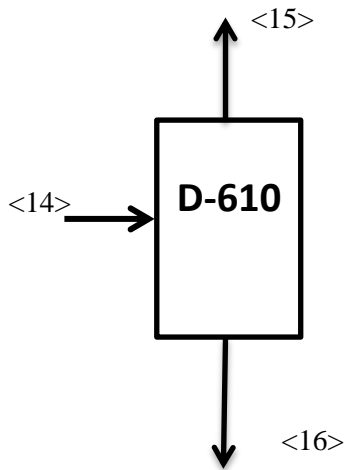
Masuk		Keluar	
Komp.	Massa (kg)	Komp.	Massa (kg)
<u>Aliran <8></u>		<u>Aliran <12></u>	
CH ₄	111,00	CH ₄	110,891
CO ₂	399,8783	CO ₂	356,444
N ₂	111	N ₂	110,876
H ₂ O	2720,996	H ₂ O	3,453
CO	15,74	CO	15,729
H ₂	334,326	H ₂	334,130
CH ₃ OH	46,97	CH ₃ OH	0,292
CH ₃ OCH ₃	3341,98	CH ₃ OCH ₃	499,93
		<u>Aliran <13></u>	
		CH ₄	0,105
		CO ₂	43,435
		N ₂	0,051
		H ₂ O	2717,543
		CO	0,010
		H ₂	0,197
		CH ₃ OH	46,675
		CH ₃ OCH ₃	2842,052
Total	7081,8133	Total	7081,8133

8) KOLOM DISTILASI DME (D-610)

Fungsi : Memisahkan produk DME dengan komponen lainnya

Kondisi Operasi : T = 73,03 °C = 346 K

P = 11 bar = 1100 kPa
= 8251 mmHg



$$\text{Massa masuk} = \text{Massa Keluar}$$

$$m_{<14>} = m_{<15>} + m_{<16>}$$

Keterangan :

<14> = Komponen yang keluar dari separator H-510 (F)

<15> = Top Product (D)

<16> = Bottom Product (W)

Komposisi Feed Masuk Distilasi m<14>

Komponen	BM	Massa (kg)	Fraksi Massa	kmol	Fraksi mol
CH ₄	16	0,1050	0,00002	0,0066	0,0000
CO ₂	44	43,4347	0,0077	0,9872	0,0046
N ₂	28	0,0506	0,000009	0,0018	0,0000
H ₂ O	18	2717,5429	0,4810	150,975	0,7012
CO	28	0,0103	0,000002	0,0004	0,0000
H ₂	2	0,1965	0,00003	0,0983	0,0005

CH ₃ OH	32	46,6746	0,0083	1,4586	0,0068
DME	46	2842,0516	0,5030	61,7837	0,2870
Total		5650	1,0000	215	1,0000

Antoine Coefficient

Komponen	Koefisien		
	A	B	C
CH ₄	6,69561	405,42	267,78
CO ₂	9,81	1347,786	273
N ₂	6,49457	255,68	266,55
H ₂ O	8,07131	1730,63	233,426
CO	6,69422	231,743	267,99
H ₂	5,81464	66,7945	275,65
CH ₃ OH	7,97328	1515,14	232,85
DME	6,976	889,264	241,96

Dasar Perhitungan :

1. Menghitung tekanan uap masing-masing pada komponen

$$\text{Log } P^{\text{sat}} = A - B / (T + C)$$

Dimana

P^{sat} = Tekanan uap (mmHg)

A, B, C = Konstanta Antoine untuk tiap komponen

T = Temperatur absolute (C)

Sumber : (Smith, Van Ness)

Konstanta kesetimbangan uap-cair dapat dihitung dengan persamaan berikut:

$$K_i = \frac{P^{\text{sat}}}{P}$$

Dimana:

K_i = konstanta kesetimbangan uap-cair komponen i

P^{sat} = tekanan uap murni komponen i (mmHg)

P = tekanan total (mmHg)

(*Perry's Chemical Engineering Handbook*)

Relative volatility dapat dihitung menggunakan persamaan sbb:

$$\alpha_i = K_i / K_c$$

Dimana:

α_i = relative volatility komponen i

K_i = konstanta kesetimbangan uap-cair komponen i

K_c = konstanta kesetimbangan uap-cair komp. heavy key

Menghitung titik didih feed

Trial suhu		LK = DME	HK = METHANOL	T 73,03 °C		
Komp	log Psat	Psat (mmHg)	$K_i = \frac{P^{\text{sat}}}{P}$	$\alpha_i = \frac{K_i}{K_c}$	$\alpha_i X_i$	
CH ₄	5,5060	320650,7	38,8636	306,29	0,0093	
CO ₂	5,9150	822247	99,66	785,42	3,6010	
N ₂	5,7416	551619,9	66,8575	526,91	0,0044	
H ₂ O	2,4241	265,5	0,0322	0,254	0,1778	
CO	6,0147	1034335,9	125,3637	988,0	0,0017	
H ₂	5,6231	419832,5	50,8846	401,03	0,1830	
CH ₃ OH	3,0199	1046,9	0,1269	1,0000	0,0068	

DME	4,1529	14218,4	1,7233	13,5816	3,8972
Total					7,8813

$$K_c = 1/\sum \alpha_i x_i$$

TRIAL SESUAI

$$K_c = 0,1269$$

Komposisi Produk Distilasi

$$\text{Asumsi : Top Product} = 0,9996 \text{ (DME)}$$

$$\text{Bottom Product} = 0,99 \text{ (CH}_3\text{OH)}$$

Menghitung fraksi *distilat* dan *bottom* pada tiap komponen:

$$F = D + W$$

$$x_i F \cdot F = y_i D \cdot D + z_i W \cdot W$$

Asumsi: komposisi *top product* pada kolom distilasi adalah 99,96% DME, sedangkan komposisi bottom product pada kolom distilasi adalah 99% CH₃OH.

- komposisi DME pada *top product (distilat)*

$$\begin{aligned} y_i D \cdot D &= \frac{99,96}{100} \times 61,7837 \\ &= 61,7590 \text{ mol} \end{aligned}$$

Sehingga, didapatkan:

$$\begin{aligned} x_i F \cdot F &= y_i D \cdot D + z_i W \cdot W \\ 0,287 \times 215,3111 &= 61,7590 + z_i W \cdot W \\ 61,7837 &= 61,7590 + z_i W \cdot W \\ x_i W \cdot W &= 0,0247 \text{ mol} \end{aligned}$$

- komposisi CH₃OH pada *bottom product*

$$\begin{aligned} x_i W \cdot W &= \frac{99}{100} \times 1,4586 \\ &= 1,4440 \text{ mol} \end{aligned}$$

Sehingga, didapatkan:

$$x_i F \cdot F = y_i D \cdot D + z_i W \cdot W$$

$$\begin{aligned}
 0,007 \times 215,3111 &= y_i D \cdot D + 1,4440 \\
 1,4586 &= y_i D \cdot D + 1,4440 \\
 y_i D \cdot D &= 0,0146 \text{ mol}
 \end{aligned}$$

Komposisi Produk dalam kg

Komponen	Masuk		Keluar			
	m<14> (F)		m<15> (D)		m<16> (W)	
	Xi	kg	Yi	kg	Zi	kg
CH ₄	0,000	0,105	0,0000	0,105	0,000	0,000
CO ₂	0,008	43	0,015	43	0,000	0,000
N ₂	0,000	0,051	0,0000	0,051	0,000	0,000
H ₂ O	0,481	2718	0,0000	0	0,983	2718
CO	0,000	0,010	0,0000	0,010	0,000	0,000
H ₂	0,000	0,197	0,0001	0,197	0,000	0,000
CH ₃ OH	0,008	46,7	0,0002	0,5	0,017	46,2
CH ₃ OCH ₃	0,503	2842	0,9847	2841	0,000	1,137
Total	1	5650	1	2885	1	2765
	5650,0663		5650,0663			

Komposisi Produk dalam kmol

Komponen	Masuk		Keluar			
	m<14> (F)		m<15> (D)		m<16> (W)	
	Xi	kmol	Yi	kmol	Zi	kmol
CH ₄	0,000	0,007	0,0001	0,007	0,000	0,000
CO ₂	0,005	0,99	0,0157	0,99	0,000	0,000
N ₂	0,000	0,002	0,0000	0,002	0,000	0,000
H ₂ O	0,701	151,0	0,0000	0,0	0,990	151,0
CO	0,000	0,000	0,0000	0,000	0,000	0,000
H ₂	0,000	0,098	0,0016	0,098	0,000	0,000
CH ₃ OH	0,007	1,459	0,0002	0,015	0,009	1,444

CH ₃ OCH ₃	0,287	61,8	0,9824	61,8	0,000	0,025
Total	1	215	1	62,9	1	152,4
	215,3111		215,3111			

Menghitung dew point

DEW POINT DISTILAT

Trial suhu LK = DME HK = METHANOL T = 48 °C

Komponen	log Psat	Psat (mmHg)	Ki = Psat/P	αi = Ki/Kc	Yi/αi
CH ₄	5,4117	258072,4	31,2789	681,24	0,0000
CO ₂	5,6113	408592	49,5	1078,57	0,0000
N ₂	5,6817	480536,4	58,2420	1268,48	0,0000
H ₂ O	1,9218	83,523	0,010	0,22	0,0000
CO	5,9608	913761,5	110,7499	2412,07	0,0000
H ₂	5,6083	405752,5	49,1781	1071,07	0,0000
CH ₃ OH	2,5784	378,829	0,046	1,0000	0,0002
DME	3,9091	8112,4	0,9832	21,4144	0,0459
Total					0,0461

Kc = total Yi/αi

Kc = 0,046

Menghitung bubble point

BUBBLE POINT BOTTOM

Trial suhu LK = DME HK = METHANOL T 182,41 °C

Komponen	log Psat	Psat (mmHg)	Ki = Psat/P	αi = Ki/Kc	αiZi
CH ₄	5,7951	623816,56	75,6079	29,5414	0,0000
CO ₂	6,8505	7087609,3	859,0335	335,640	0,0000
N ₂	5,9251	841542,51	101,9968	39,8520	0,0000

H ₂ O	3,9095	8118,97	0,9840	0,3845	0,3808
CO	6,1797	1512491,4	183,3172	71,625	0,0000
H ₂	5,6688	466465,56	56,5366	22,0899	0,0000
CH ₃ OH	4,3246	21116,70	2,5594	1,0000	0,0095
DME	4,8805	75946,52	9,2049	3,5965	0,0006
Total					0,3908

$$Kc = 2,559$$

Menghitung Jumlah Stage

$$Nm = \frac{\log \left[\left(\frac{x_{ld} \cdot D}{X_{hd} \cdot D} \right) \left(\frac{x_{hb} \cdot B}{x_{lb} \cdot B} \right) \right]}{\log(\sqrt{\alpha_{ld} \alpha_{lb}})}$$

(Geankoplis, 1997)

$$Nm = \frac{\log \left[\left(\frac{61,8}{0,015} \right) \left(\frac{1,444}{0,025} \right) \right]}{\log \sqrt{0,983 \times 9,2049}}$$

$$Nm = \frac{\log (4234 \times 58)}{\log (3,008423)}$$

$$Nm = \frac{5,393401}{0,478339}$$

$$Nm = 11,28$$

Menentukan α_L average

$$\begin{aligned} \alpha_L &= \sqrt{\alpha_{LD} \times \alpha_{LW}} \\ &= \sqrt{0,983 \times 9,205} \\ &= \sqrt{9,051} \\ &= 3,01 \end{aligned}$$

Menghitung Distribusi Komposisi

Menurut Geankoplis (2003), untuk menghitung fraksi mol sebenarnya tiap komponen sbb :

1. Komponen CH₄

$$\begin{aligned} \alpha_{CH_4} &= \sqrt{\alpha_D \times \alpha_W} \\ &= \sqrt{681,2 \times 29,54} \\ &= \sqrt{20125} \\ &= 141,9 \end{aligned}$$

Menurut Geankoplis (2003), menghitung fraksi mol komponen CH₄ adalah sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \frac{X_D * D}{X_W * W} &= (\alpha)^{N_m} * \frac{X_{HD} * D}{X_{HW} * W} \\ \frac{X_D * D}{X_W * W} &= (146,70)^{11,52} * \frac{0,0002 * 62,868}{0,009 * 152,44} \end{aligned}$$

$$\frac{X_D * D}{X_W * W} = 2E+24 * 0,0101$$

$$\frac{X_D * D}{X_W * W} = 2E+22$$

$$X_D * D = 2E+22 \quad X_W * W$$

Sehingga, neraca massa komponen CH₄ adalah sebagai berikut:

$$\begin{aligned} X_F * F &= Y_D * D + Z_W * W \\ 0,00003 * 215,3111 &= 1,85E+22 \quad Z_W * W \\ 0,0066 &= 1,85E+22 \quad Z_W * W \\ X_W * W &= 0,0000 \quad \text{kmol} \end{aligned}$$

Maka, didapatkan :

$$\begin{aligned}
 X_F * F &= Y_D * D + Z_W * W \\
 0,00003 * 215,3111 &= Y_D * D + 0,0000 \\
 0,0066 &= Y_D * D + 0,0000 \\
 Y_D * D &= 0,0066 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

Cara yang sama digunakan untuk menentukan komposisi sebenarnya pada komponen CO₂, N₂, H₂O, CO, H₂.

Sehingga didapatkan hasil :

Komp	αD	αW	αav	$(\alpha av)^{Nm}$
CH ₄	681,2	29,54	141,9	1,83171E+24
CO ₂	1079	335,6	601,7	2,17791E+31
N ₂	1268	39,85	224,8	3,2956E+26
H ₂ O	0,220	0,384	0,291	0,000001
CO	2412	71,63	415,7	3,36413E+29
H ₂	1071	22,09	153,8	4,56125E+24

Komp	XHD.D	XHW.W	XHD.D/XHW.W	XD.D / XW.W
CH ₄	0,0146	1,4440	0,01010101	1,85022E+22
CO ₂				2,19991E+29
N ₂				3,32889E+24
H ₂ O				9,16574E-09
CO				3,39811E+27
H ₂				4,60733E+22

DISTRIBUSI KOMPONEN

Komponen	F (kmol)	D (kmol)	W (kmol)
CH ₄	0,0066	0,006564	3,5E-25
CO ₂	0,9872	0,987153	4,5E-30
N ₂	0,0018	0,001807	5,4E-28

H ₂ O	150,9746	1,38E-06	150,975
CO	0,0004	0,000369	1,1E-31
H ₂	0,0983	0,098267	2,1E-24

Neraca Massa Kolom Distilasi (D-610)

Komponen	Masuk		Keluar			
	m<14> (F)		m<15> (D)		m<16> (W)	
	Xi	kmol	Yi	kmol	Zi	kmol
CH ₄	0,000	0,007	0,0001	0,007	0,000	0,000
CO ₂	0,005	0,99	0,0157	0,99	0,000	0,000
N ₂	0,000	0,002	0,0000	0,002	0,000	0,000
H ₂ O	0,701	151,0	0,0000	0,000	0,990	150,97
CO	0,000	0,000	0,0000	0,000	0,000	0,000
H ₂	0,000	0,098	0,0016	0,098	0,000	0,000
CH ₃ OH	0,007	1,459	0,0002	0,015	0,009	1,444
CH ₃ OCH ₃	0,287	61,8	0,9824	61,8	0,000	0,025
Total	1	215	1	63	1	152,44
	215,3111		215,3111			

Komponen	Masuk		Keluar			
	m<14> (F)		m<15> (D)		m<16> (W)	
	Xi	kg	Yi	kg	Zi	kg
CH ₄	0,000	0,105	0,0000	0,105	0,000	0,000
CO ₂	0,008	43	0,0151	43	0,000	0,000
N ₂	0,000	0,051	0,0000	0,051	0,000	0,000
H ₂ O	0,481	2718	0,0000	0,000	0,983	2718
CO	0,000	0,010	0,0000	0,010	0,000	0,000
H ₂	0,000	0,197	0,0001	0,197	0,000	0,000
CH ₃ OH	0,008	46,7	0,0002	0,467	0,017	46,2

CH_3OCH_3	0,503	2842	0,9847	2841	0,000	1,137
Total	1	5650	1	2885	1	2765
	5650,0663		5650,0663			

Didapatkan Produk DME sebesar 2841 kg/jam, sehingga memenuhi kapasitas produksi yang diinginkan.

APPENDIKS B

PERHITUNGAN NERACA ENERGI

Basis 1 jam operasi

Feed gas alam = 156,2 kgmol gas alam/jam

Suhu Ref = T_o = 298.15 K

Tekanan Ref = P_o = 1 bar, gas ideal

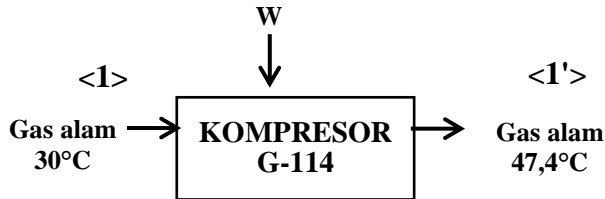
Fase Ref gas, kecuali CH_3OH , CH_3OCH_3 dalam fase cair

Data Feed Gas Alam

Komponen	% Mol	n (kmol)	n (mol)	Fraksi mol (y)
CH_4	88,85	138,7482	138748,16	0,8885
C_2H_6	1,711	2,671898	2671,8976	0,01711
C_3H_8	1,578	2,464205	2464,2048	0,01578
i- C_4H_{10}	0,468	0,730829	730,8288	0,00468
n- C_4H_{10}	0,866	1,352346	1352,3456	0,00866
i- C_5H_{12}	0,08	0,124928	124,928	0,0008
n- C_5H_{12}	0,11	0,171776	171,776	0,0011
C_6H_{14}	0,19	0,296704	296,704	0,0019
CO_2	3,61	5,637376	5637,376	0,0361
N_2	2,537	3,961779	3961,7792	0,02537
TOTAL	100	156,2	156160	1
H_2S	2E-06	0,000173	0,00587046	3,8E-08
TOTAL	200	156,2	156160,0059	1

1) Perhitungan Neraca Panas Kompresor (G-114)

Fungsi : Untuk menaikkan tekanan feed gas alam



Neraca Energi : $H1 + W = H1'$

dimana $H1 = H^0_1 + H^R_1$

$H1' = H^0_{1'} + H^R_{1'}$

(Smith Van Ness, 2001, Eq.6.41)

ket : $H1$: Entalpi Feed gas alam masuk

W : Kerja

$H1'$: Entalpi Feed gas alam keluar

STREAM 1

$T_{ref} = 25\text{ }^{\circ}\text{C} = 298,2\text{ }^{\circ}\text{K}$ $P_{ref} = 1\text{ bar}$

$T1 = 30\text{ }^{\circ}\text{C} = 303,2\text{ }^{\circ}\text{K}$ $P1 = 10\text{ bar}$

$\tau1 = 1,017$, dimana $\tau = T/T_{ref}$ $P1' = 41,3\text{ bar}$

$R = 8,314\text{ kJ/kmol K}$ (Ketetapan Gas) $\eta = 75\%$

Dasar-dasar perhitungan :

Berikut ini merupakan formula *heat capacity* individu :

$$C_p = \sum \frac{A}{2} + \sum \frac{B}{3} T_0 (\tau + 1) + \frac{\Delta C}{3} T_0^2 + \frac{\Delta D}{\tau} T_0^2$$

(Smith Van Ness, 2001)

Konstanta *Heat Capacity*

Komponen	A	B	C	D
CH ₄	1,702	0,00908	-2E-06	0
C ₂ H ₆	1,131	0,01923	-6E-06	0

C ₃ H ₈	1,213	0,02879	-9E-06	0
i-C ₄ H ₁₀	1,677	0,03785	-1E-05	0
n-C ₄ H ₁₀	1,935	0,03692	0,03692	0
i-C ₅ H ₁₂	2,464	0,04535	-1E-05	0
n-C ₅ H ₁₂	2,464	0,04535	-1E-05	0
C ₆ H ₁₄	3,025	0,05372	-2E-05	0
CO ₂	5,457	0,00141	0	-115700
N ₂	3,28	0,00059	0	4000
H ₂ S	3,931	0,00149	0	-23200

(Smith Van Ness, 2001)

Berikut ini merupakan formula *heat capacity campuran* :

$$C_p = \sum A_y + \sum \frac{B_y}{2} T_0 (\tau + 1) + \frac{\Delta C_y}{3} T_0^2 + \frac{\Delta D_y}{\tau} T_0^2$$

(Smith Van Ness, 2001)

Konstanta *Heat Capacity* Campuran

Komp.	n(kmol)	y	A _y	B _y	C _y	D _y
CH ₄	138,75	0,8885	1,51223	0,00807	-2E-06	0
C ₂ H ₆	2,6719	0,01711	0,01935	0,00033	-1E-07	0
C ₃ H ₈	2,4642	0,01578	0,01914	0,00045	-1E-07	0
i-C ₄ H ₁₀	0,7308	0,00468	0,00906	0,00017	-6E-08	0
n-C ₄ H ₁₀	1,3523	0,00866	0,01452	0,00033	3E-04	0
i-C ₅ H ₁₂	0,1249	0,0008	0,00197	3,6E-05	-1E-08	0
n-C ₅ H ₁₂	0,1718	0,0011	0,00271	5E-05	-2E-08	0
C ₆ H ₁₄	0,2967	0,0019	0,00575	0,0001	-3E-08	0
CO ₂	5,6374	0,0361	0,197	5,1E-05	0	-4176,8
N ₂	3,9618	0,02537	0,08321	1,5E-05	0	101,48
H ₂ S	0,0002	3,76E-08	1,5E-07	5,6E-11	0	-0,0009
TOTAL	156,2	0	1,86494	0,00961	3E-04	-4075,3

untuk menghitung enthalpi digunakan persamaan :

$$H = H^{\text{ig}} + H^{\text{R}} \quad (6.49) \text{ Smith Van Ness 6th ed}$$

Menghitung Cp

$$\frac{\langle Cp \rangle_H}{R} = \sum A + \frac{\sum B}{2} T_0(\tau+1) + \frac{\sum C}{3} T_0^2(\tau^2 + \tau + 1) + \frac{\sum D}{T_0^2}$$

$\downarrow \quad \quad \downarrow \quad \quad \downarrow \quad \quad \downarrow$
 Suku 1 Suku 2 Suku 3 Suku 4
 (4.8) Smith Van Ness 6th ed

Keterangan

$$\text{Suku 1} = 1,864939$$

$$\text{Suku 2} = 2,888106$$

$$\text{Suku 3} = 28,69168$$

$$\text{Suku 4} = -0,04509$$

$$C_p^{\text{ig}} = 277,68 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$H^{\text{ig}} = m \times C_p^{\text{ig}} \times \Delta T$$

$$= 216816,366 \text{ kJ}$$

Berikut ini merupakan Perhitungan Tc dan Pc campuran

$$T_c = \sum_i y_i T_{ci}$$

$$P_c = \sum_i y_i P_{ci}$$

Dasar-dasar Perhitungan untuk menghitung H^{R}

Data Tc,Pc untuk Stream 1

Komponen	y	Tc (K)	Pc (bar)	y. Tc (K)	y. Pc (bar)
CH ₄	0,88849997	190,6	46,04	169,33	40,9065
C ₂ H ₆	0,01711	305,4	48,8	5,22574	0,83497
C ₃ H ₈	0,01578	369,8	42,49	5,83576	0,67049
i-C ₄ H ₁₀	0,00468	408,2	36,48	1,91028	0,17073

n-C ₄ H ₁₀	0,00866	425,2	37,97	3,68206	0,32882
i-C ₅ H ₁₂	0,0008	460,4	33,81	0,36834	0,02705
n-C ₅ H ₁₂	0,0011	469,7	33,69	0,51661	0,03706
C ₆ H ₁₄	0,0019	507,4	30,12	0,96412	0,05723
CO ₂	0,0361	304,2	73,82	10,9813	2,6649
N ₂	0,02537	126,1	33,94	3,19916	0,86106
H ₂ S	3,7593E-08	373,5	89,63	1,4E-05	3,4E-06
TOTAL	1			202,014	46,5588

Sumber : *Chemical Properties Handbook*

Mencari H^R menggunakan Redlich/Kwong Equation :

Equation of State RK

σ	ϵ	Ω	ψ
1,00	0	0,087	0,4275

$$T_r = \frac{T}{T_c}, P_r = \frac{P}{P_c} \quad \beta = \Omega \frac{P_r}{T_r} \quad a(T_r) = Tr^{1/2}$$

(Smith Van Ness 3.50)

(Smith Van Ness T.3.1)

$$q = \psi \frac{a(T_r)}{\Omega T_r} \quad (\text{Smith Van Ness 3.51})$$

Tr	Pr	β	$a(T_r)$	q
1,500641	0,214782	0,01	0,816	2,684

$$Z = 1 + \beta - q\beta \frac{Z - \beta}{(Z + \epsilon\beta)(Z + \sigma\beta)} = 0,979$$

(3.49) Smith Vannes 6th Ed

$$I = \frac{1}{\sigma - \varepsilon} \ln \left[\frac{Z + \sigma \beta}{Z + \varepsilon \beta} \right] = 0,013$$

(6.62b) Smith Vannes 6th Ed

$$\frac{H^R}{RT} = Z - 1 + \left[\frac{d \ln \alpha(Tr)}{d \ln Tr} - 1 \right] qI \quad H^R = -28192,4152 \text{ kJ}$$

(6.64) Smith Vannes 6th Ed

$$H_1 = 188623,95 \text{ kJ}$$

Karena H_1 sudah diketahui dari perhitungan sebelumnya, maka Pertama-tama, kompressor diasumsikan bekerja dengan efisiensi 100%. Hal ini berarti kompressor bekerja secara isentropis. Isentropis berarti $S_1 = S_1'$, yang juga berarti bahwa nilai $\Delta S = 0$

$$S = S^{ig} + S^R$$

$$S = S_o^{ig} + (Cp^{ig})_s \ln \frac{T}{T_0} - R \ln \frac{P}{P_0} + S^R \quad (6.52) \text{ Smith Vannes 6th ed}$$

Di mana : $S_o^{ig} = 0$

$$\frac{S^R}{R} = \ln(Z - \beta) + \frac{d \ln \alpha(Tr)}{d \ln Tr} qI \quad S^R = -65,977 \text{ kJ}$$

(6.65) Smith Vannes 6th ed

$$\frac{(Cp^{ig})_s}{R} = A + \left[BT_0 + \left(CT_0^2 + \frac{D}{\tau^2 T_0^2} \right) \left(\frac{\tau + 1}{2} \right) \right] \left(\frac{\tau - 1}{\ln \tau} \right)$$

$$(Cp^{ig})_s = 277,7 \text{ kJ/kmol.K} \quad (5.17) \text{ Smith Vannes 6th ed}$$

$$\frac{S^{ig}}{R} = \frac{(Cp^{ig})_s}{R} \ln \frac{T}{T_0} - \ln \frac{P}{P_0} \quad S^{ig} = -2268,33703 \text{ kJ} \quad (5.18) \text{ Smith Vannes 6th ed}$$

$$S_1 = -2334,314 \text{ kJ}$$

$$S_{1'} = -2334,314 \text{ kJ}$$

Dari nilai $S_{1'}$ yang sudah diketahui, maka nilai $T_{1'}$ dapat dicari menggunakan persamaan (6.65) dan (5.18) Smith Van Ness 6ed dengan cara goal seek. Dari hasil goal seek tersebut diperoleh nilai $T_{1'}$ sebesar 316,822 K

Dengan diperoleh $T_{1'}$ maka dapat dihitung $(H1')_s$, dengan menggunakan persamaan yang sama dengan $H1$, maka diperoleh $(H1')_s$ sebesar :

$$(H1')_s = 736202,188 \text{ kJ}$$

$$(\Delta H)_s = (H1')_s - \Delta H_1 = 547578,24 \text{ kJ}$$

$$W_{\text{actual}} = (\Delta H)_s / \eta = 730104,317 \text{ kJ}$$

Dari W_{actual} tersebut, maka dapat dicari nilai $H_{1'}$ dan $T_{1'}$ yang sebenarnya dengan $(\eta = 75\%)$

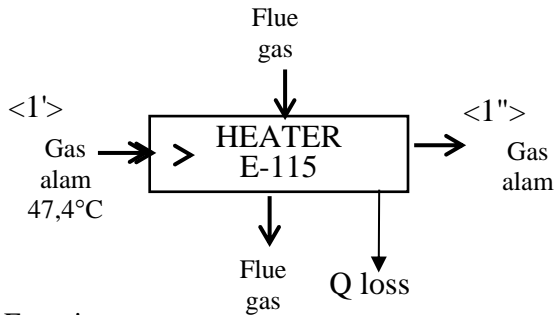
$$H_{1'} = 918728,2673 \text{ kJ}$$

$$T_{1'} = 320,5574483 \text{ K}$$

NERACA ENERGI KOMPRESOR (G-114)			
MASUK	kJ	KELUAR	kJ
H1	188623,9503	H1'	918728,27
W	730104,317		
TOTAL	918728,27	TOTAL	918728,27

2) Perhitungan Neraca Panas Heater (E-115)

Fungsi : Sebagai pemanas awal feed gas alam



Neraca Energi :

$$H_{1'} + Q_{\text{supply}} = H_{1''} + Q_{\text{loss}}$$

dimana $H_1 = H^9 + H^R$

$$H_{1'} = H^9 + H^R \quad (\text{Smith Van Ness, 2001, Eq.6.41})$$

Ket : $H_{1'}$ = Entalphi masuk

Q_{supply} = Panas yang dipasok dari flue gas

$H_{1''}$ = Entalphi keluar

STREAM 1'

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,2 \text{ } ^\circ\text{K} \quad P_{\text{ref}} = 1 \text{ bar}$$

$$T_{1'} = 47,41 \text{ } ^\circ\text{C} = 320,6 \text{ } ^\circ\text{K} \quad P_{1'} = 41,3 \text{ bar}$$

$$R = 8,314 \text{ kJ/kmol K} \quad \tau_{1'} = 1,075$$

$$H_{1'} = 918728 \text{ kJ/kmol.K}$$

STREAM 1''

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,2 \text{ } ^\circ\text{K} \quad P_{\text{ref}} = 1 \text{ bar}$$

$$T_{1''} = 375 \text{ } ^\circ\text{C} = 648,2 \text{ } ^\circ\text{K} \quad P_{1''} = 41,3 \text{ bar}$$

$$R = 8,314 \text{ kJ/kmol K} \quad \tau_{1''} = 2,174$$

Berikut ini merupakan formula *heat capacity campuran* :

$$C_p = \sum A_y + \sum \frac{B_y}{2} T_0 (\tau + 1) + \frac{\Delta C_y}{3} T_0^2 + \frac{\Delta D_y}{\tau} T_0^2$$

(Smith Van Ness, 2001)

Konstanta *Heat Capacity* campuran

Komp.	n(kmol)	Σy	ΣAy	ΣBy	ΣCy	ΣDy
CH ₄	138,75	0,8885	1,51223	0,00807	-2E-06	0
C ₂ H ₆	2,6719	0,01711	0,01935	0,00033	-1E-07	0
C ₃ H ₈	2,4642	0,01578	0,01914	0,00045	-1E-07	0
i-C ₄ H ₁₀	0,7308	0,00468	0,00906	0,00017	-6E-08	0
n-C ₄ H ₁₀	1,3523	0,00866	0,01452	0,00033	3E-04	0
i-C ₅ H ₁₂	0,1249	0,0008	0,00197	3,6E-05	-1E-08	0
n-C ₅ H ₁₂	0,1718	0,0011	0,00271	5E-05	-2E-08	0
C ₆ H ₁₄	0,2967	0,0019	0,00575	0,0001	-3E-08	0
CO ₂	5,6374	0,0361	0,197	5,1E-05	0	-4176,8
N ₂	3,9618	0,02537	0,08321	1,5E-05	0	101,48
H ₂ S	0,0002	3,76E-08	1,5E-07	5,6E-11	0	-0,0009
TOTAL	156,2	0,06447	1,86494	0,00961	3E-04	-4075,3

untuk menghitung enthalpi digunakan persamaan :

$$H = H^{ig} + H^R \quad (6.49) \text{ Smith Van Ness 6th ed}$$

Menghitung Cp

$$\frac{\langle Cp \rangle_H}{R} = \sum A + \underbrace{\frac{\sum B}{2}}_{\text{Suku 1}} \underbrace{T_0(\tau+1)}_{\text{Suku 2}} + \underbrace{\frac{\sum C}{3}}_{\text{Suku 3}} \underbrace{T_0^2(\tau^2 + \tau + 1)}_{\text{Suku 4}} + \underbrace{\frac{\sum D}{T_0^2}}_{\text{Suku 4}}$$

(4.8) Smith Van Ness 6th ed

Keterangan

- Suku 1 = 1,864939
 Suku 2 = 4,545177
 Suku 3 = 74,2996
 Suku 4 = -0,02109

$$\begin{aligned}
 \text{Suku 4} &= -0,02109 \\
 C_p^{\text{ig}} &= 670,67 \text{ kJ/kmol.K} \\
 H_1^{\text{ig}} &= m \times C_p^{\text{ig}} \times \Delta T \\
 &= 36656177 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Berikut ini merupakan Perhitungan Tc dan Pc campuran

$$\begin{aligned}
 T_{pc} &= \sum_i y_i T_{ci} \\
 P_{pc} &= \sum_i y_i P_{ci}
 \end{aligned}$$

Dasar-dasar Perhitungan untuk menghitung H^R

Data Tc,Pc untuk Stream 1"

Komp.	y	Tc (K)	Pc (bar)	y. Tc (K)	y. Pc (bar)
CH ₄	0,88849997	190,6	46,04	169,33032	40,906538
C ₂ H ₆	0,01711	305,4	48,8	5,225736	0,834968
C ₃ H ₈	0,01578	369,8	42,49	5,8357594	0,6704922
i-C ₄ H ₁₀	0,00468	408,2	36,48	1,9102823	0,1707264
n-C ₄ H ₁₀	0,00866	425,2	37,97	3,6820587	0,3288202
i-C ₅ H ₁₂	0,0008	460,4	33,81	0,368344	0,027048
n-C ₅ H ₁₂	0,0011	469,7	33,69	0,516615	0,037059
C ₆ H ₁₄	0,0019	507,4	30,12	0,964117	0,057228
CO ₂	0,0361	304,2	73,82	10,981259	2,6649019
N ₂	0,02537	126,1	33,94	3,1991569	0,8610578
H ₂ S	3,7593E-08	373,5	89,63	1,404E-05	3,369E-06
TOTAL	1			202,01367	46,558843

Sumber : *Chemical Properties Handbook*

Mencari H^R menggunakan Redlich/Kwong Equation :

Equation of State RK

σ	ϵ	Ω	Ψ
1,00	0	0,087	0,4275

$$T_r = \frac{T}{T_c}, P_r = \frac{P}{P_c} \quad \beta = \Omega \frac{P_r}{T_r} \quad \alpha(T_r) = T_r^{1,2}$$

(Smith Van Ness 3.50)

(Smith Van Ness T.3.1)

$$q = \Psi \frac{\alpha(T_r)}{\Omega T_r} \quad (\text{Smith Van Ness 3.51})$$

Tr	Pr	β	$\alpha(T_r)$	q
3,208	0,021478	6E-04	0,55828	0,8585

$$Z = 1 + \beta - q\beta \frac{Z - \beta}{(Z + \epsilon\beta)(Z + \sigma\beta)} = 1$$

(3.49) Smith Vannes 6th Ed

$$I = \frac{1}{\sigma - \epsilon} \ln \left[\frac{Z + \sigma\beta}{Z + \epsilon\beta} \right] = 0,0005798 \quad (6.62b) \text{ Smith Vannes 6th Ed}$$

$$\frac{H^R}{RT} = Z - 1 + \left[\frac{d \ln \alpha(T_r)}{d \ln T_r} - 1 \right] qI \quad H^R = -628,34 \text{ kJ} \quad (6.64) \text{ Smith Vannes 6th Ed}$$

$$H_{1''} = 3,7E+07 \text{ kJ}$$

$$Q_{\text{loss}} = 5\% \times Q_{\text{supply}} = 1880885,3 \text{ kJ}$$

Neraca Energi :

$$H1' + Q_{\text{supply}} = H1'' + Q_{\text{loss}}$$

$$918728,2673 + Q_{\text{supply}} = 36655549 + 5\% Q_{\text{supply}}$$

$$95\% Q_{\text{supply}} = 35736821 \text{ kJ}$$

$$Q_{\text{supply}} = 37617706 \text{ kJ}$$

NERACA ENERGI HEATER (E-115)			
MASUK	kJ	KELUAR	kJ
H1'	918728,27	H1''	36655548,83
Q supp	37617706	Q loss	1880885,293
TOTAL	38536434	TOTAL	38536434

Perhitungan Kebutuhan Flue Gas pada Heater (E-115)

STREAM Flue Gas Masuk

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,2 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$P_{\text{ref}} = 1 \text{ bar}$$

$$R = 8,314 \text{ kJ/kmol K}$$

$$T_{\text{in}} = 1060 \text{ } ^\circ\text{C} = 1333 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$P_{\text{in}} = 30 \text{ bar}$$

$$\tau_{\text{in}} = 4,471$$

$$H_{\text{in}} = 117105299,7 \text{ kJ}$$

STREAM Flue Gas Keluar

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,2 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$P_{\text{ref}} = 1 \text{ bar}$$

$$R = 8,314 \text{ kJ/kmol K}$$

$$T_{\text{out}} = 732,5 \text{ } ^\circ\text{C} = 1006 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$P_{\text{out}} = 30 \text{ bar}$$

$$\tau_{\text{out}} = 3,373$$

$$Q \text{ yang dibutuhkan Heater (E-115)} = H1'' - H1 \\ = 35736820,57 \text{ kJ}$$

Dengan $Q_{\text{loss}} = 0,05 Q_{\text{yang dibutuhkan}}$

Panas Flue Gas yang dibutuhkan

$$H_{\text{flue gas in}} + Q = H_{\text{flue gas out}} + Q_{\text{loss}}$$

$$117105299,7 + 35736820,6 = H_{\text{flue gas out}} + 1786841$$

$$(H_{\text{flue gas in}} + Q) - Q_{\text{loss}} = H_{\text{flue gas out}}$$

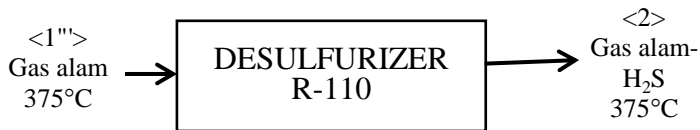
$$H_{\text{flue gas out}} = 151055279 \text{ kJ}$$

3) Perhitungan Neraca Panas Desulfurizer (R-110)

Fungsi : Menghilangkan sulfur yang terdapat dalam gas alam

Kondisi operasi : $T = 375 \text{ }^{\circ}\text{C}$

$P = 41,3 \text{ bar}$



Neraca Energi :

$Q = 0$, karena adiabatik, sehingga :

$$H1''' + (-\Delta H_{RX}) - H_4 = 0$$

dimana $H1''' = H^9 + H^R$

$$H_4 = H^9 + H^R \text{ (Smith Van Ness, 2001, Eq.6.41)}$$

$Q = 0$ (adiabatik), karena reaksi yang terjadi sangat kecil

STREAM 1'''

$$T_{ref} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298,2 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

$$P_{ref} = 1 \text{ bar}$$

$$R = 8,314 \text{ kJ/kmol K}$$

$$T1'' = 375 \text{ }^{\circ}\text{C} = 648,2 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

$$P1'' = 41,3 \text{ bar}$$

$$\tau1'' = 2,174$$

$$H1'' = 36655549 \text{ kJ}$$

STREAM 2

Temperatur pada arus 2 di trial hingga $H2 = H1'' + (-\Delta H_{RX})$

$$T_{ref} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298,2 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

$$P_{ref} = 1 \text{ bar}$$

$$R = 8,314 \text{ kJ/kmol K}$$

$$T2 = 375,1 \text{ }^{\circ}\text{C} = 648,2 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

$$P2 = 41,3 \text{ bar}$$

$$\tau2 = 2,174$$

Dasar-dasar perhitungan :

Berikut ini merupakan formula *heat capacity* individu :

$$C_p = \sum \frac{A}{2} + \sum \frac{B}{3} T_0 (\tau+1) + \frac{\Delta C}{3} T_0^2 + \frac{\Delta D}{\tau} T_0^2$$

(Smith Van Ness, 2001)

Konstanta *Heat Capacity*

Komponen	A	B	C	D
CH ₄	1,702	0,00908	-2E-06	0
C ₂ H ₆	1,131	0,01923	-6E-06	0
C ₃ H ₈	1,213	0,02879	-9E-06	0
i-C ₄ H ₁₀	1,677	0,03785	-1E-05	0
n-C ₄ H ₁₀	1,935	0,03692	0,03692	0
i-C ₅ H ₁₂	2,464	0,04535	-1E-05	0
n-C ₅ H ₁₂	2,464	0,04535	-1E-05	0
C ₆ H ₁₄	3,025	0,05372	-2E-05	0
CO ₂	5,457	0,00141	0	-115700
N ₂	3,28	0,00059	0	4000

H ₂ O	4,038	0,00347	0	12100
------------------	-------	---------	---	-------

Sumber : *Chemical Properties Handbook*

Berikut ini merupakan formula *heat capacity campuran* :

$$C_p = \sum A_y + \sum \frac{B_y}{2} T_0 (\tau + 1) + \frac{\sum C_y}{3} T_0^2 + \frac{\sum D_y}{\tau} T_0^3$$

(Smith Van Ness, 2001)

Konstanta *Heat Capacity*

Komp.	n(kmol)	Σy	ΣA_y	ΣB_y	ΣC_y	ΣD_y
CH ₄	138,75	0,8885	1,51223	0,00807	-2E-06	0
C ₂ H ₆	2,6719	0,01711	0,01935	0,00033	-1E-07	0
C ₃ H ₈	2,4642	0,01578	0,01914	0,00045	-1E-07	0
i-C ₄ H ₁₀	0,7308	0,00468	0,00906	0,00017	-6E-08	0
n-C ₄ H ₁₀	1,3523	0,00866	0,01452	0,00033	0,0003	0
i-C ₅ H ₁₂	0,1249	0,0008	0,00197	3,6E-05	-1E-08	0
n-C ₅ H ₁₂	0,1718	0,0011	0,00271	5E-05	-2E-08	0
C ₆ H ₁₄	0,2967	0,0019	0,00575	0,0001	-3E-08	0
CO ₂	5,6374	0,0361	0,197	5,1E-05	0	-4176,8
N ₂	3,9618	0,02537	0,08321	1,5E-05	0	101,48
H ₂ O	0,0002	3,76E-08	1,5E-07	5,6E-11	0	-0,0009
TOTAL	156,2	1	1,86494	0,00961	3E-04	-4075,3

untuk menghitung enthalpi digunakan persamaan :

$$H = H^{\text{ig}} + H^{\text{R}} \quad (6.49) \text{ Smith Van Ness 6th ed}$$

Menghitung C_p

$$\frac{\langle C_p \rangle_H}{R} = \sum A + \frac{\sum B}{2} T_0 (\tau + 1) + \frac{\sum C}{3} T_0^2 (\tau^2 + \tau + 1) + \frac{\sum D}{\tau} T_0^3$$

\downarrow \downarrow \downarrow \downarrow
 Suku 1 Suku 2 Suku 3 Suku 4

Keterangan

$$\text{Suku 1} = 1,8649$$

$$\text{Suku 2} = 4,5455$$

$$\text{Suku 3} = 74,31$$

$$\text{Suku 4} = -0,021$$

$$\langle \text{Cp} \rangle^{\text{ig}} H = 670,94 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$H_1^{\text{ig}} = 36677333,5 \text{ kJ}$$

Dasar-dasar Perhitungan untuk menghitung H^R

Berikut ini merupakan formula pada T_c dan P_c campuran

$$T_c = \sum_i y_i T_{ci}$$

$$P_c = \sum_i y_i P_{ci}$$

Data T_c, P_c untuk Stream 2

Komp.	y	T_c (K)	P_c (bar)	y. T_c (K)	y. P_c (bar)
CH ₄	0,88849997	190,6	46,04	169,33032	40,906538
C ₂ H ₆	0,01711	305,4	48,8	5,225736	0,834968
C ₃ H ₈	0,01578	369,8	42,49	5,8357594	0,6704922
i-C ₄ H ₁₀	0,00468	408,2	36,48	1,9102823	0,1707264
n-C ₄ H ₁₀	0,00866	425,2	37,97	3,6820587	0,3288202
i-C ₅ H ₁₂	0,0008	460,4	33,81	0,368344	0,027048
n-C ₅ H ₁₂	0,0011	469,7	33,69	0,516615	0,037059
C ₆ H ₁₄	0,0019	507,4	30,12	0,964117	0,057228
CO ₂	0,0361	304,2	73,82	10,981259	2,6649019
N ₂	0,02537	126,1	33,94	3,1991569	0,8610578
H ₂ O	3,7593E-08	373,5	89,63	1,404E-05	3,369E-06
TOTAL	1	3941	506,79	202,01367	46,558843

Sumber : *Chemical Properties Handbook*

Mencari H^R menggunakan Redlich/Kwong Equation :

Equation of State RK

σ	ϵ	Ω	Ψ
1,00	0	0,0866	0,4275

$$T_r = \frac{T}{T_c}, P_r = \frac{P}{P_c} \quad \beta = \Omega \frac{P_r}{T_r} \quad \alpha(T_r) = T_r^{-1/2}$$

(Smith Van Ness 3.50) (Smith Van Ness T.3.1)

$$q = \Psi \frac{\alpha(T_r)}{\Omega T_r} \quad (\text{Smith Van Ness 3.51})$$

Tr	Pr	β	$\alpha(T_r)$	q
3,209	0,88705	0,024	0,55825	0,8584

$$Z = 1 + \beta - q\beta \frac{Z - \beta}{(Z + \epsilon\beta)(Z + \sigma\beta)} = 1,004$$

(3.49) *Smith Vannes 6th Ed*

$$I = \frac{1}{\sigma - \epsilon} \ln \left[\frac{Z + \sigma\beta}{Z + \epsilon\beta} \right] = 0,024 \quad (6.62b) \text{ Smith Vannes 6th Ed}$$

$$\frac{H^R}{RT} = Z - 1 + \left[\frac{d \ln \alpha(T_r)}{d \ln T_r} - 1 \right] qI \quad H^R = -21785 \text{ kJ}$$

(6.64) *Smith Vannes 6th Ed*

$$H_2 = 36655548,83 \text{ kJ}$$

Menghitung enthalpy reaksi pada Tref = 25 °C = 298,15 °K

	ZnO	+	H ₂ S	↔	ZnS	+	H ₂ O
Mula	0,0005		0,0002		0		0
Reaksi	0,0002		0,0002		0,0002		0,0002
Produk	0,0003		0		0,0002		0,0002
<hr/>							
	$\Delta H_{rx} = \Delta H_f^0 \text{ produk} - \Delta H_f^0 \text{ reaktan}$						

Data Enthalpy Formation

Komp.	Hf (kJ/kmol)
H ₂ S (g)	-0,0206
ZnS (g)	-0,20598
H ₂ O (g)	-0,2418
ZnO (s)	-0,35046

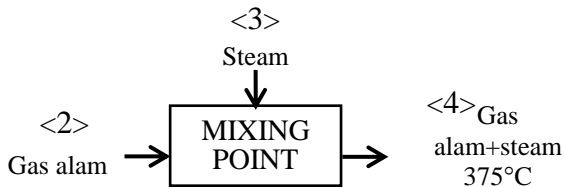
Sumber : *Chemical Properties Handbook* dan
Lange's Handbook of Chemistry

Komp.	Reaktan (kmol)	Produk (kmol)	ΔH_f 25 °C (kJ/kmol)	ΔH_f 25 °C (kJ)
ZnO	0,0002		-0,3505	-6,051E-05
H ₂ S	0,0002	-	-0,0206	-3,557E-06
ZnS	-	2E-04	-0,206	-3,556E-05
H ₂ O	-	2E-04	-0,2418	-4,175E-05
TOTAL			$\Delta Hr =$	-1,325E-05

NERACA ENERGI DESULFURIZER (R-110)			
MASUK	kJ	KELUAR	kJ
H1'''	36655549	H2	36655549
(-ΔHrx)	1,32E-05		
TOTAL	36655549	TOTAL	36655549

5) Perhitungan Neraca Panas Mixing Point

Fungsi : Sebagai tempat pencampuran gas proses dan steam



Neraca Energi : $H_2 + H_3 = H_4$
 dimana $H_2 = H^g + H^R$
 $H_3 = H^g + H^R$
 $H_4 = H^g + H^R$ (Smith Van Ness, 2001, Eq.6.41)

ket : H_2 : Entalpi Feed masuk
 H_3 : Entalpi steam superheated
 H_4 : Entalpi aliran keluar

STREAM 2

Tref = 25 °C = 298,2 °K
 Pref = 1 bar
 R = 8,314 kJ/kmol K
 T2 = 375,1 °C = 648,2 °K
 P2 = 41,3 bar
 τ2 = 2,174
 H2 = 36655548,8 kJ

STREAM 3 (STEAM)

$$T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,2 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$P_{ref} = 1 \text{ bar}$$

$$R = 8,314 \text{ kJ/kmol K}$$

$$T_3 = 253,2 \text{ } ^\circ\text{C} = 526,4 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$P_3 = 42 \text{ bar}$$

$$\tau_3 = 1,766$$

Tekanan steam ditetapkan 42 bar

(dari steam table buku Smith Van Ness diperoleh $T=253,2^\circ\text{C}$)

Dari hasil perbandingan rasio C dan H₂O, maka didapat H₂O yang diumpankan sebesar 590,5 kmol

Dasar-dasar perhitungan :

Berikut ini merupakan formula *heat capacity* individu :

$$C_p = \sum A + \frac{\sum B}{2} T_0 (\tau + 1) + \frac{\Delta C}{3} T_0^2 + \frac{\Delta D}{\tau} T_0^2$$

(Smith Van Ness, 2001)

Data Fraksi A B C D

Komp.	n (kmol)	y	A	B	C	D
H ₂ O (steam)	590,5144	1	4,04	0,003	0	12100

Sumber : Smith Van Ness

untuk menghitung enthalpi digunakan persamaan :

$$H = H^{ig} + H^R \quad (6.49) \text{ Smith Van Ness 6th ed}$$

Menghitung C_p

$$\frac{\langle C_p \rangle_H}{R} = \sum A + \frac{\sum B}{2} T_0 (\tau + 1) + \frac{\sum C}{3} T_0^2 (\tau^2 + \tau + 1) + \frac{\sum D}{T_0^2}$$

$\downarrow \quad \quad \downarrow \quad \quad \downarrow \quad \quad \downarrow$
Suku 1 Suku 2 Suku 3 Suku 4

Keterangan

$$\text{Suku 1} = 4,038$$

$$\text{Suku 2} = 1,4306$$

$$\text{Suku 3} = 2,7655$$

$$\text{Suku 4} = 0,0771$$

$$\langle \text{Cp}^{\text{ig}} \rangle_{\text{H}} = 69,099 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$\text{H}_3^{\text{ig}} = 9313131,617 \text{ kJ}$$

Dasar-dasar Perhitungan untuk menghitung H^{R} **Data Tc,Pc untuk Stream 3**

Komp.	y	Tc(K)	Pc(bar)
H ₂ O (steam)	1	373,5	89,63

Sumber: Chemical Properties Handbook

Mencari H^{R} menggunakan Redlich/Kwong Equation :**Equation of State RK**

σ	ϵ	Ω	Ψ
1,00	0	0,087	0,4275

$$T_r = \frac{T}{T_c}, P_r = \frac{P}{P_c} \quad \beta = \Omega \frac{P_r}{T_r} \quad \alpha(T_r) = T_r^{-1/2}$$

(Smith Van Ness 3.50)

(Smith Van Ness T.3.1)

$$q = \Psi \frac{\alpha(T_r)}{\Omega T_r} \quad (\text{Smith Van Ness 3.51})$$

Tr	Pr	β	$\alpha(T_r)$	q
1,409	0,468593	0,029	0,84238	2,94934

$$Z = 1 + \beta - q\beta \frac{Z - \beta}{(Z + \varepsilon\beta)(Z + \sigma\beta)} = 0,871$$

(3.49) *Smith Vannes 6th Ed*

$$I = \frac{1}{\sigma - \varepsilon} \ln \left[\frac{Z + \sigma\beta}{Z + \varepsilon\beta} \right] = 0,03255 \quad (6.62b) \text{ Smith Vannes 6th Ed}$$

$$\frac{H^R}{RT} = Z - 1 + \left[\frac{d \ln \alpha(Tr)}{d \ln Tr} - 1 \right] qI \quad H^R = -9940,7 \text{ kJ} \quad (6.64) \text{ Smith Vannes 6th Ed}$$

$$H_3 = 9303190,906 \text{ kJ}$$

Suhu aliran yang keluar dari mixing point diperoleh dari trial and error agar diperoleh Hig dan HR yang benar, sehingga diperoleh H4 yang sesuai. ($H_2 + H_3 = H_4$)

STREAM 4

$$T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,2 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$P_{ref} = 1 \text{ bar}$$

$$R = 8,314 \text{ kJ/kmol K}$$

$$T_4 = 374 \text{ } ^\circ\text{C} = 647,2 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$P_4 = 41,3 \text{ bar}$$

$$\tau_4 = 2,171$$

Berikut ini merupakan formula *heat capacity campuran* :

$$C_p = \sum A_y + \sum \frac{B_y}{2} T_0 (\tau + 1) + \frac{\Delta C_y}{3} T_0^2 + \frac{\Delta D_y}{\tau} T_0^2$$

(Smith Van Ness, 2001)

Konstanta *Heat Capacity*

Komp.	n(kmol)	Σy	ΣAy	ΣBy	ΣCy	ΣDy
CH ₄	138,7	0,185821	0,31627	0,00169	-4,E-07	0
C ₂ H ₆	2,672	0,003578	0,00405	6,9E-05	-2,E-08	0
C ₃ H ₈	2,464	0,0033	0,004	9,5E-05	-3,E-08	0
i-C ₄ H ₁₀	0,731	0,000979	0,00164	3,7E-05	-1E-08	0
n-C ₄ H ₁₀	1,3523	0,001811	0,0035	6,7E-05	7E-05	0
i-C ₅ H ₁₂	0,1249	0,000167	0,00041	7,6E-06	-2E-09	0
n-C ₅ H ₁₂	0,1718	0,00023	0,00057	1E-05	-3,E-09	0
C ₆ H ₁₄	0,2967	0,000397	0,0012	2,1E-05	-7E-09	0
CO ₂	5,6374	0,00755	0,0412	1,1E-05	0	-873,53
N ₂	3,9618	0,005306	0,0174	3,1E-06	0	21,2236
H ₂ O	590,51	0,790859	3,19349	0,00274	0	9569,4
TOTAL	746,67	1	3,58374	0,00475	7E-05	8717,09

untuk menghitung enthalpi digunakan persamaan :

$$H = H^{\text{ig}} + H^{\text{R}} \quad (6.49) \text{ Smith Van Ness 6th ed}$$

Menghitung Cp

$$\frac{\langle Cp \rangle_H}{R} = \underbrace{\sum A}_{\text{Suku 1}} + \underbrace{\frac{\sum B}{2} T_0(\tau+1)}_{\text{Suku 2}} + \underbrace{\frac{\sum C}{3} T_0^2(\tau^2 + \tau + 1)}_{\text{Suku 3}} + \underbrace{\frac{\sum D}{T_0^2}}_{\text{Suku 4}}$$

(4.8) Smith Van Ness 6th ed

Keterangan

Suku 1 = 3,5837

Suku 2 = 2,2464

Suku 3 = 15,505

Suku 4 = 0,0008

$Cp^{\text{ig}} = 177,39 \text{ kJ/kmol.K}$

$H^{\text{R}} = m \times Cp^{\text{ig}} \times \Delta T$

$$= 46230748,37 \text{ kJ}$$

Dasar-dasar Perhitungan untuk mencari H^R

Berikut ini merupakan Perhitungan Tc dan Pc campuran

$$T_{pc} = \sum_i y_i T_{ci}$$

$$P_{pc} = \sum_i y_i P_{ci}$$

Data Tc,Pc untuk Stream 4

Komp.	y	Tc (K)	Pc (bar)	y. Tc (K)	y. Pc (bar)
CH ₄	0,18582147	190,6	46,04	35,413856	8,5552206
C ₂ H ₆	0,0035784	305,4	48,8	1,0929139	0,1746258
C ₃ H ₈	0,00330024	369,8	42,49	1,2204946	0,1402272
i-C ₄ H ₁₀	0,00097878	408,2	36,48	0,3995177	0,0357058
n-C ₄ H ₁₀	0,00181116	425,2	37,97	0,7700682	0,0687697
i-C ₅ H ₁₂	0,00016731	460,4	33,81	0,0770357	0,0056568
n-C ₅ H ₁₂	0,00023005	469,7	33,69	0,1080452	0,0077505
C ₆ H ₁₄	0,00039737	507,4	30,12	0,2016361	0,0119687
CO ₂	0,00754998	304,2	73,82	2,2966277	0,5573394
N ₂	0,0053059	126,1	33,94	0,6690738	0,1800822
H ₂ O	0,79085934	373,5	89,63	295,40969	70,884723
TOTAL	1	3941	506,79	337,65896	80,62207

Sumber : *Chemical Properties Handbook*

Mencari H^R menggunakan Redlich/Kwong Equation :

Equation of State RK

σ	ϵ	Ω	Ψ
1,00	0	0,087	0,4275

$$T_r = \frac{T}{T_c}, P_r = \frac{P}{P_c} \quad \beta = \Omega \frac{Pr}{Tr} \quad \alpha(Tr) = Tr^{1.2}$$

(Smith Van Ness 3.50) (Smith Van Ness T.3.1)

$$q = \psi \frac{\alpha(Tr)}{\Omega Tr} \quad (\text{Smith Van Ness 3.51})$$

Tr	Pr	β	α (Tr)	q
1,917	0,512267	0,023	0,72231	1,85938

$$Z = 1 + \beta - q\beta \frac{Z - \beta}{(Z + \varepsilon\beta)(Z + \sigma\beta)} = 0,942$$

(3.49) Smith Vannes 6th Ed

$$I = \frac{1}{\sigma - \varepsilon} \ln \left[\frac{Z + \sigma\beta}{Z + \varepsilon\beta} \right] = 0,024 \quad (6.62b) \text{ Smith Vannes 6th Ed}$$

$$\frac{H^R}{RT} = Z - 1 + \left[\frac{d \ln \alpha(Tr)}{d \ln Tr} - 1 \right] qI \quad H^R = -272008,627 \text{ kJ}$$

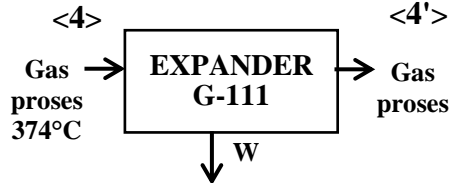
(6.64) Smith Vannes 6th Ed

$$H4 = 45958739,74 \text{ kJ}$$

NERACA ENERGI MIXING POINT			
MASUK	kJ	KELUAR	kJ
H2	36655548,83	H4	45958739,74
H3	9303190,906		
TOTAL	45958739,74	TOTAL	45958739,74

6) Perhitungan Neraca Panas Expander (G-211)

Fungsi : Untuk menurunkan tekanan gas proses dari mixing point



Neraca Energi : $H_4 + W = H_4'$

dimana $H_4 = H^g + H^R$

$H_4' = H^g + H^R$ (Smith Van Ness, 2001, Eq.6.41)

ket : H_4 : Entalpi Feed masuk

W : Kerja

H_4' : Entalpi aliran keluar

STREAM 4

$T_{ref} = 25\text{ }^{\circ}\text{C} = 298,2\text{ }^{\circ}\text{K}$

$P_{ref} = 1\text{ bar}$

$R = 8,314\text{ kJ/kmol K}$

$T_4 = 374\text{ }^{\circ}\text{C} = 647,2\text{ }^{\circ}\text{K}$

$P_4 = 41,3\text{ bar}$

$\tau_4 = 2,171$

$\eta = 75\%$

$P_5 = 30\text{ bar}$

Berikut ini merupakan formula *heat capacity campuran* :

$$C_p = \sum A_y + \sum \frac{B_y}{2} T_0 (\tau + 1) + \frac{\Delta C_y}{3} T_0^2 + \frac{\Delta D_y}{\tau} T_0^2$$

(Smith Van Ness, 2001)

Konstanta *Heat Capacity* Campuran

Komp.	n(kmol)	Σy	ΣAy	ΣBy	ΣCy	ΣDy
CH ₄	138,75	0,185821	0,31627	0,00169	-4E-07	0
C ₂ H ₆	2,6719	0,003578	0,00405	6,9E-05	-2E-08	0
C ₃ H ₈	2,4642	0,0033	0,004	9,5E-05	-3E-08	0
i-C ₄ H ₁₀	0,7308	0,000979	0,00164	3,7E-05	-1E-08	0
n-C ₄ H ₁₀	1,3523	0,001811	0,0035	6,7E-05	7E-05	0
i-C ₅ H ₁₂	0,1249	0,000167	0,00041	7,6E-06	-2E-09	0
n-C ₅ H ₁₂	0,1718	0,00023	0,00057	1E-05	-3E-09	0
C ₆ H ₁₄	0,2967	0,000397	0,0012	2,1E-05	-7E-09	0
CO ₂	5,6374	0,00755	0,0412	1,1E-05	0	-873,53
N ₂	3,9618	0,005306	0,0174	3,1E-06	0	21,2236
H ₂ O	590,51	0,790859	3,19349	0,00274	0	9569,4
TOTAL	746,67	1	3,58374	0,00475	7E-05	8717,09

Dasar-Dasar Perhitungan untuk menghitung S

Berikut ini merupakan Perhitungan Tc dan Pc campuran

$$T_c = \sum_i y_i T_{ci}$$

$$P_c = \sum_i y_i P_{ci}$$

Data Tc,Pc Stream 4 dan stream 4'

Komp.	y	Tc (K)	Pc (bar)	y. Tc (K)	y. Pc (bar)
CH ₄	0,18582147	190,6	46,04	35,413856	8,5552206
C ₂ H ₆	0,0035784	305,4	48,8	1,0929139	0,1746258
C ₃ H ₈	0,00330024	369,8	42,49	1,2204946	0,1402272
i-C ₄ H ₁₀	0,00097878	408,2	36,48	0,3995177	0,0357058
n-C ₄ H ₁₀	0,00181116	425,2	37,97	0,7700682	0,0687697
i-C ₅ H ₁₂	0,00016731	460,4	33,81	0,0770357	0,0056568
n-C ₅ H ₁₂	0,00023005	469,7	33,69	0,1080452	0,0077505
C ₆ H ₁₄	0,00039737	507,4	30,12	0,2016361	0,0119687

CO ₂	0,00754998	304,2	73,82	2,2966277	0,5573394
N ₂	0,0053059	126,1	33,94	0,6690738	0,1800822
H ₂ O	0,79085934	373,5	89,63	295,40969	70,884723
TOTAL	1	3941	506,79	337,65896	80,62207

Sumber : *Chemical Properties Handbook*

Karena H4 sudah diketahui dari perhitungan sebelumnya, maka Pertama-tama, expander diasumsikan bekerja dengan efisiensi 100%. Hal ini berarti expander bekerja secara isentropis. Isentropis berarti $S_4 = S_4'$, yang juga berarti bahwa nilai $\Delta S = 0$

$$S = S^{ig} + S^R$$

$$S = S_o^{ig} + (Cp^{ig})_s \ln \frac{T}{T_0} - R \ln \frac{P}{P_0} + S^R \quad (6.52) \text{ Smith Vannes 6th ed}$$

Di mana : $S_o^{ig} = 0$

$$\frac{S^R}{R} = \ln(Z - \beta) + \frac{d \ln \alpha(Tr)}{d \ln Tr} qI \quad S^R = -662,9090976 \text{ kJ} \quad (6.65) \text{ Smith Vannes 6th ed}$$

$$\frac{(Cp^{ig})_s}{R} = A + \left[BT_0 + \left(CT_0^2 + \frac{D}{\tau^2 T_0^2} \right) \left(\frac{\tau + 1}{2} \right) \right] \left(\frac{\tau - 1}{\ln \tau} \right) \quad (Cp^{ig})_s = 165,5 \text{ kJ/kmol.K} \quad (5.17) \text{ Smith Vannes 6th ed}$$

$$\frac{S^{ig}}{R} = \frac{(Cp^{ig})_s}{R} \ln \frac{T}{T_0} - \ln \frac{P}{P_0} \quad S^{ig} = 72669,93879 \text{ kJ} \quad (5.18) \text{ Smith Vannes 6th ed}$$

$$S_4 = 72007,0297 \text{ kJ}$$

$$S_4 = 72007,0297 \text{ kJ}$$

Dari nilai S_4 yang sudah diketahui, maka nilai T_1 dapat dicari menggunakan persamaan (6.65) dan (5.18) Smith Van Ness dengan cara goal seek. Dari hasil goal seek tersebut diperoleh nilai T_4' sebesar 618,554 K

Dengan diperoleh T_4' maka dapat dihitung (H_4') s, dengan menggunakan persamaan yang sama dengan H_4 , maka diperoleh (H_4') s sebesar :

$$(H_4')_s = 37949910,1 \text{ kJ}$$

$$(\Delta H)_s = (H_4')_s - \Delta H_4 = -8008830 \text{ kJ}$$

$$W_{\text{actual}} = (\Delta H)_s / \eta = -10678439,6 \text{ kJ}$$

Dari W_{actual} tersebut, maka dapat dicari nilai H_4 dan T_4 yang sebenarnya dengan ($\eta = 75\%$)

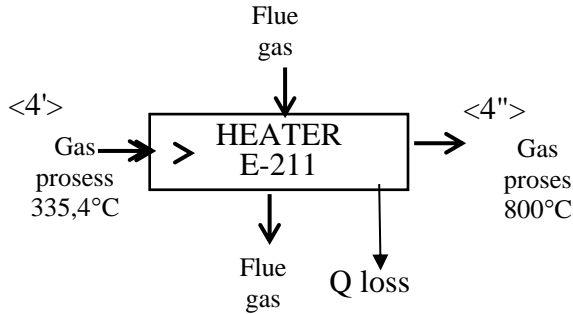
$$H_4' = 35336638,05 \text{ kJ}$$

$$T_4' = 608,5541939 \text{ K}$$

NERACA ENERGI EXPANDER (G-211)			
MASUK	kJ	KELUAR	kJ
H ₄	45958739,74	H ₄ '	35336638
W	-10622101,69		
TOTAL	35336638	TOTAL	35336638

7) Perhitungan Neraca Panas Heater (E-212)

Fungsi : Sebagai pemanas awal gas proses dari mixing point



$$\text{Neraca Energi : } H_{4'} + Q_{\text{supply}} = H_{4''} + Q_{\text{loss}}$$

$$\text{dimana } H_{4'} = H'^9 + H^R$$

$$H_{4''} = H'^9 + H^R \quad (\text{Smith Van Ness, 2001, Eq.6.41})$$

Ket : $H_{4'}$ = Panas masuk

Q_{supply} = Panas yang dipasok dari flue gas

$H_{4''}$ = Panas keluar

Q_{loss} = Panas yang hilang

STREAM 4'

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,2 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$P_{\text{ref}} = 1 \text{ bar}$$

$$R = 8,314 \text{ kJ/kmol K}$$

$$T_{4'} = 335,4 \text{ } ^\circ\text{C} = 608,6 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$P_{4'} = 30 \text{ bar}$$

$$\tau_{4'} = 2,041$$

STREAM 4''

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,2 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$P_{\text{ref}} = 1 \text{ bar}$$

$$\begin{aligned}
 R &= 8,314 \text{ kJ/kmol K} \\
 T4'' &= 800 \text{ }^{\circ}\text{C} = 1073 \text{ }^{\circ}\text{K} \\
 P4'' &= 30 \text{ bar} \\
 \tau4'' &= 3,599
 \end{aligned}$$

Berikut ini merupakan formula *heat capacity campuran* :

$$C_p = \sum A_y + \sum \frac{B_y}{2} T_0 (\tau + 1) + \frac{\Delta C_y}{3} T_0^2 + \frac{\Delta D_y}{\tau} T_0^2$$

(Smith Van Ness, 2001)

Dasar-dasar Perhitungan untuk menghitung C_p

Konstanta *Heat Capacity* campuran

Komp.	n(kmol)	y	A _y	B _y	C _y	D _y
CH ₄	138,7	0,185821	0,31627	0,00169	-4E-07	0
C ₂ H ₆	2,672	0,003578	0,00405	6,9E-05	-2E-08	0
C ₃ H ₈	2,464	0,0033	0,004	9,5E-05	-3E-08	0
i-C ₄ H ₁₀	0,731	0,000979	0,00164	3,7E-05	-1E-08	0
n-C ₄ H ₁₀	1,352	0,001811	0,0035	6,7E-05	7E-05	0
i-C ₅ H ₁₂	0,125	0,000167	0,00041	7,6E-06	-2E-09	0
n-C ₅ H ₁₂	0,172	0,00023	0,00057	1E-05	-3E-09	0
C ₆ H ₁₄	0,297	0,000397	0,0012	2,1E-05	-7E-09	0
CO ₂	5,637	0,00755	0,0412	1,1E-05	0	-873,53
N ₂	3,962	0,005306	0,0174	3,1E-06	0	21,2236
H ₂ O	590,5	0,790859	3,19349	0,00274	0	9569,4
TOTAL	746,7	1	3,58374	0,00475	7E-05	8717,09

untuk menghitung enthalpi digunakan persamaan :

$$H = H^{\text{ig}} + H^{\text{R}} \quad (6.49) \text{ Smith Van Ness 6th ed}$$

Menghitung Cp

$$\frac{\langle Cp \rangle_H}{R} = \sum A + \frac{\sum B}{2} T_0(\tau+1) + \frac{\sum C}{3} T_0^2(\tau^2 + \tau + 1) + \frac{\sum D}{T_0^2}$$

↓
Suku 1

↓
Suku 2

↓
Suku 3

↓
Suku 4

(4.8) Smith Van Ness 6th ed

Keterangan

Suku 1 = 3,5837

Suku 2 = 3,2586

Suku 3 = 34,531

Suku 4 = 0,0272

$Cp^{ig} = 344,2 \text{ kJ/kmol.K}$

$H_4^{ig} = m \times Cp^{ig} \times \Delta T$

= 199180345 kJ

Berikut ini merupakan Perhitungan Tc dan Pc campuran

$$T_{pc} = \sum_i y_i T_{ci}$$

$$P_{pc} = \sum_i y_i P_{ci}$$

Dasar-dasar Perhitungan untuk menghitung H^R

Data Tc,Pc untuk Stream 4"

Komp.	y	Tc (K)	Pc (bar)	y. Tc (K)	y. Pc (bar)
CH ₄	0,18582147	190,6	46,04	35,413856	8,5552206
C ₂ H ₆	0,0035784	305,4	48,8	1,0929139	0,1746258
C ₃ H ₈	0,00330024	369,8	42,49	1,2204946	0,1402272
i-C ₄ H ₁₀	0,00097878	408,2	36,48	0,3995177	0,0357058
n-C ₄ H ₁₀	0,00181116	425,2	37,97	0,7700682	0,0687697
i-C ₅ H ₁₂	0,00016731	460,4	33,81	0,0770357	0,0056568

n-C ₅ H ₁₂	0,00023005	469,7	33,69	0,1080452	0,0077505
C ₆ H ₁₄	0,00039737	507,4	30,12	0,2016361	0,0119687
CO ₂	0,00754998	304,2	73,82	2,2966277	0,5573394
N ₂	0,0053059	126,1	33,94	0,6690738	0,1800822
H ₂ O	0,79085934	373,5	89,63	295,40969	70,884723
TOTAL	1	3941	506,79	337,65896	80,62207

Sumber : *Chemical Properties Handbook*

Mencari H^R menggunakan Redlich/Kwong Equation :

Equation of State RK

σ	ϵ	Ω	Ψ
1,00	0	0,087	0,4275

$$T_r = \frac{T}{T_c}, P_r = \frac{P}{P_c} \quad \beta = \Omega \frac{P_r}{T_r} \quad \alpha(T_r) = T_r^{-1/2}$$

(Smith Van Ness 3.50)

(Smith Van Ness T.3.1)

$$q = \Psi \frac{\alpha(T_r)}{\Omega T_r} \quad (\text{Smith Van Ness 3.51})$$

Tr	Pr	β	α (Tr)	q
3,178	0,372107	0,01	0,56093	0,87081

$$Z = 1 + \beta - q\beta \frac{Z - \beta}{(Z + \epsilon\beta)(Z + \sigma\beta)} = 0,984$$

(3.49) Smith Vannes 6th Ed

$$I = \frac{1}{\sigma - \epsilon} \ln \left[\frac{Z + \sigma\beta}{Z + \epsilon\beta} \right] = 0,01 \quad (6.62b) \text{ Smith Vannes 6th Ed}$$

$$\frac{H^R}{RT} = Z - 1 + \left[\frac{d \ln \alpha(T_r)}{d \ln T_r} - 1 \right] qI \quad H^R = -89284,62923 \text{ kJ}$$

(6.64) Smith Vannes 6th Ed

$$H4'' = 199091060 \text{ kJ}$$

$$Q_{\text{loss}} = 5\% \times Q_{\text{supply}} = 8618653,782$$

Neraca Energi :

$$H4' + Q_{\text{supply}} = H4'' + Q_{\text{loss}}$$

$$3,5E+07 + Q_{\text{supply}} = 199091059,9 + 5\% Q_{\text{supply}}$$

$$95\% Q_{\text{supply}} = 163754421,8$$

$$Q_{\text{supply}} = 172373075,6$$

NERACA ENERGI HEATER (E-211)			
MASUK	kJ	KELUAR	kJ
H4'	3,5E+07	H4''	2,0,E+08
Qsupp	1,72E+08	Q loss	8,6,E+06
TOTAL	2,1E+08	TOTAL	2,1,E+08

Perhitungan Kebutuhan Flue Gas pada Heater (E-211)

STREAM Flue Gas Masuk

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,2 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$P_{\text{ref}} = 1 \text{ bar}$$

$$R = 8,314 \text{ kJ/kmol K}$$

$$T_{\text{in}} = 732,5 \text{ } ^\circ\text{C} = 1006 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$P_{\text{in}} = 30 \text{ bar}$$

$$\tau_{\text{in}} = 3,373$$

$$H_{\text{in}} = 151055279,2 \text{ kJ}$$

STREAM Flue Gas Keluar

$$T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,2 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$P_{ref} = 1 \text{ bar}$$

$$R = 8,314 \text{ kJ/kmol K}$$

$$T_{out} = 307,5 \text{ } ^\circ\text{C} = 580,7 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$P_{out} = 30 \text{ bar}$$

$$\tau_{out} = 1,948$$

$$\begin{aligned} Q \text{ yang dibutuhkan Heater (E-211)} &= H_4'' - H_4' \\ &= 163754421,8 \text{ kJ} \end{aligned}$$

Dengan $Q_{loss} = 0,05 Q_{\text{yang dibutuhkan}}$

Panas Flue Gas yang dibutuhkan

$$H_{\text{flue gas in}} + Q = H_{\text{flue gas out}} + Q_{loss}$$

$$151055279,2 + 163754422 = H_{\text{flue gas out}} + 8187721$$

$$(H_{\text{flue gas in}} + Q) - Q_{loss} = H_{\text{flue gas out}}$$

$$H_{\text{flue gas out}} = 306621980 \text{ kJ}$$

9) Perhitungan Neraca Panas Steam Reformer (R-210)

Fungsi : Mengkonversikan gas-gas hidrokarbon menjadi gas CO dan Hidrogen.

$$\begin{aligned} \text{Kondisi operasi : } T &= 800 \text{ } ^\circ\text{C} \\ P &= 30 \text{ bar} \end{aligned}$$

$$\text{Neraca Energi : } H_4''' + Q_{\text{supp}} = H_5 + \Delta H_{rx} + Q_{\text{loss}}$$

$$\text{dimana } H_4''' = H^9 + H^R$$

$$H_5 = H^9 + H^R \text{ (Smith Van Ness, 2001, Eq.6.41)}$$

$$\Delta H_{rx} = \Delta H_{\text{produk}} - \Delta H_{\text{reaktan}}$$

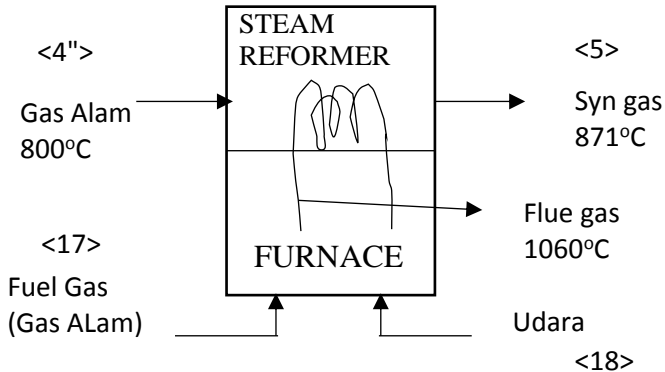
$$\text{Ket : } H_4''' = \text{Entalpi feed masuk}$$

$$Q_{\text{supp}} = \text{Panas yang dipasok dari furnace}$$

$$H_5 = \text{Entalpi aliran keluar}$$

ΔH_{rx} = Perubahan entalpi pada reaksi

Q_{loss} = Panas yang hilang



STREAM 4'''

$$T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,2 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$P_{ref} = 1 \text{ bar}$$

$$R = 8,314 \text{ kJ/kmol K}$$

$$T_{4'''} = 800 \text{ } ^\circ\text{C} = 1073 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$P_{4'''} = 30 \text{ bar}$$

$$\tau_{4'''} = 3,599$$

STREAM 5

$$T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,2 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$P_{ref} = 1 \text{ bar}$$

$$R = 8,314 \text{ kJ/kmol K}$$

$$T_5 = 871 \text{ } ^\circ\text{C} = 1144 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$P_5 = 30 \text{ bar}$$

$$\tau_5 = 3,837$$

Berikut ini merupakan formula *heat capacity campuran* :

$$C_p = \sum A_y + \sum \frac{B_y}{2} T_0 (\tau + 1) + \frac{\Delta C_y}{3} T_0^2 + \frac{\Delta D_y}{\tau} T_0^2$$

(Smith Van Ness, 2001)

Konstanta *Heat capacity* Campuran

Komp.	n(kmol)	y	Ay	By	Cy	Dy
CH ₄	138,7	0,185821	0,31627	0,00169	-4E-07	0
C ₂ H ₆	2,672	0,003578	0,00405	6,9E-05	-2E-08	0
C ₃ H ₈	2,464	0,0033	0,004	9,5E-05	-3E-08	0
i-C ₄ H ₁₀	0,731	0,000979	0,00164	3,7E-05	-1E-08	0
n-C ₄ H ₁₀	1,352	0,001811	0,0035	6,7E-05	7E-05	0
i-C ₅ H ₁₂	0,125	0,000167	0,00041	7,6E-06	-2E-09	0
n-C ₅ H ₁₂	0,172	0,00023	0,00057	1E-05	-3E-09	0
C ₆ H ₁₄	0,297	0,000397	0,0012	2,1E-05	-7E-09	0
CO ₂	5,637	0,00755	0,0412	1,1E-05	0	-873,53
N ₂	3,962	0,005306	0,0174	3,1E-06	0	21,2236
H ₂ O	590,5	0,790859	3,19349	0,00274	0	9569,4
TOTAL	746,7	1	3,58374	0,00475	7E-05	8717,09

Dasar-dasar Perhitungan untuk menghitung H^R

Berikut ini merupakan Perhitungan T_c dan P_c campuran

$$T_{pc} = \sum_i y_i T_{ci}$$

$$P_{pc} = \sum_i y_i P_{ci}$$

Data T_c, P_c untuk Stream 4'''

Komp.	y	T_c (K)	P_c (bar)	y. T_c (K)	y. P_c (bar)
CH ₄	0,1858215	190,6	46,04	35,413856	8,5552206
C ₂ H ₆	0,0035784	305,4	48,8	1,0929139	0,1746258
C ₃ H ₈	0,0033002	369,8	42,49	1,2204946	0,1402272
i-C ₄ H ₁₀	0,0009788	408,2	36,48	0,3995177	0,0357058

n-C ₄ H ₁₀	0,0018112	425,2	37,97	0,7700682	0,0687697
i-C ₅ H ₁₂	0,0001673	460,4	33,81	0,0770357	0,0056568
n-C ₅ H ₁₂	0,0002301	469,7	33,69	0,1080452	0,0077505
C ₆ H ₁₄	0,0003974	507,4	30,12	0,2016361	0,0119687
CO ₂	0,00755	304,2	73,82	2,2966277	0,5573394
N ₂	0,0053059	126,1	33,94	0,6690738	0,1800822
H ₂ O	0,7908593	373,5	89,63	295,40969	70,884723
TOTAL	1			337,65896	80,62207

Sumber : *Chemical Properties Handbook*

Dasar-dasar perhitungan :

Berikut ini merupakan formula *heat capacity* individu :

$$C_p = \sum A + \frac{\sum B}{2} T_0 (\tau + 1) + \frac{\Delta C}{3} T_0^2 + \frac{\Delta D}{\tau} T_0^3$$

(*Smith Van Ness, 2001*)

Konstanta *Heat Capacity*

Komponen	A	B	C	D
H ₂	3,249	0,00042	0	8300
CO	3,376	0,00056	0	-3100

Sumber : *Chemical Properties Handbook*

Data Enthalpy of Formation

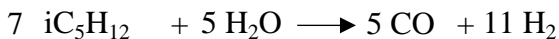
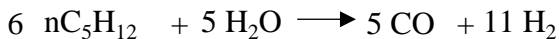
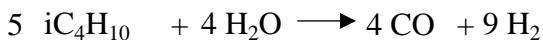
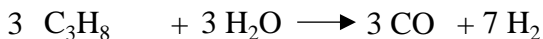
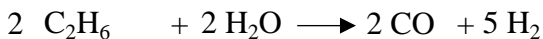
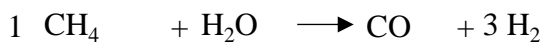
Komp.	Hf (kJ/kmol)	Komp.	Hf (kJ/kmol)
CH ₄	-74850	O ₂	0
C ₂ H ₆	-84860	N ₂	0
C ₃ H ₈	-103850	NO ₂	33200
i-C ₄ H ₁₀	-134520	H ₂ S	-20600
n-C ₄ H ₁₀	-126150	SO ₂	-296800
i-C ₅ H ₁₂	-154470		

n-C ₅ H ₁₂	-146440
C ₆ H ₁₄	-167190
CO ₂	-393510
N ₂	-
H ₂ O	-240560
H ₂	-
CO	-110540

Sumber : *Chemical Properties Handbook*

Reaksi yang terjadi steam reformer adalah sebagai berikut :

* Reaksi utama :



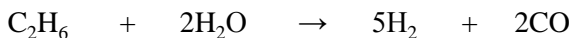
Menghitung enthalpy reaksi pada Tref = 25 °C = 298,15 K

1. Komponen CH₄

	CH ₄	+	H ₂ O	→	3H ₂	+	CO
Mula	138,748		590,5145		0		0
Reaksi	131,811		131,8108		395,432		131,811
Produk	6,93741		458,7038		395,432		131,811

Komp.	Reaktan (kmol)	Produk (kmol)	ΔH_f 25 °C (kJ/kmol)	ΔH_f 25 °C (kJ)
CH ₄	131,81		-74850	-9866035
H ₂ O	131,81	-	-240560	-31708395
3H ₂	-	395,432	-	0
CO	-	131,811	-110540	-14570361
TOTAL			$\Delta H_r =$	27004069

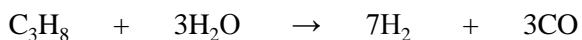
2. Komponen C₂H₆



Mula	2,6719	458,7038	395,432	131,811
Reaksi	2,6719	5,343795	13,3595	5,3438
Produk	0	453,36	408,792	137,155

Komp.	Reaktan (kmol)	Produk (kmol)	ΔH_f 25 °C (kJ/kmol)	ΔH_f 25 °C (kJ)
C ₂ H ₆	2,672		-84860	-226737,2
2H ₂ O	5,344	-	-240560	-1285503
5H ₂	-	13,359	-	0
2CO	-	5,3438	-110540	-590703,1
TOTAL			$\Delta H_r =$	921537,48

3. Komponen C₃H₈



Mula	2,4642	453,36	408,792	137,155
Reaksi	2,4642	7,392614	17,2494	7,39261
Produk	0	445,9674	426,041	144,547

Komp.	Reaktan (kmol)	Produk (kmol)	ΔH_f 25 °C (kJ/kmol)	ΔH_f 25 °C (kJ)
C ₃ H ₈	2,4642		-103850	-255907,7
3H ₂ O	7,3926	-	-240560	-1778367
7H ₂	-	17,2494	-	0
3CO	-	7,3926	-110540	-817179,6
TOTAL			$\Delta H_r =$	1217095,4

4. Komponen i-C₄H₁₀



Mula	0,73083	445,9674	426,041	144,547
Reaksi	0,73083	2,923315	6,57746	2,92332
Produk	0	443,0441	432,619	147,47

Komp.	Reaktan (kmol)	Produk (kmol)	ΔH_f 25 °C (kJ/kmol)	ΔH_f 25 °C (kJ)
i-C ₄ H ₁₀	0,731		-134520	-98311,09
4H ₂ O	2,923	-	-240560	-703232,7
9H ₂	-	6,5775	-	0
4CO	-	2,9233	-110540	-323143,3
TOTAL			$\Delta H_r =$	478400,53

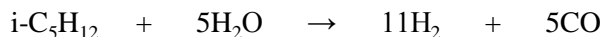
5. Komponen n-C₄H₁₀



Mula	1,35235	443,0441	432,619	147,47
Reaksi	1,35235	5,409382	12,1711	5,40938
Produk	0	437,6347	444,79	152,88

Komp.	Reaktan (kmol)	Produk (kmol)	ΔH_f 25 °C (kJ/kmol)	ΔH_f 25 °C (kJ)
n-C ₄ H ₁₀	1,3523		-126150	-170598,4
4H ₂ O	5,4094	-	-240560	-1301281
9H ₂	-	12,1711	-	0
4CO	-	5,4094	-110540	-597953,1
TOTAL			$\Delta H_r =$	873926,3

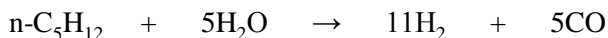
6. Komponen i-C₅H₁₂



Mula	0,125	437,6347	444,78975	152,88
Reaksi	0,125	0,62464	1,374208	0,62464
Produk	0	437,01	446,16396	153,504

Komp.	Reaktan (kmol)	Produk (kmol)	ΔH_f 25 °C (kJ/mol)	ΔH_f 25 °C (kJ)
i-C ₅ H ₁₂	0,125		-154470	-19297,63
5H ₂ O	0,625	-	-240560	-150263,4
11H ₂	-	1,3742	-	0
5CO	-	0,6246	-110540	-69047,71
TOTAL			$\Delta H_r =$	100513,32

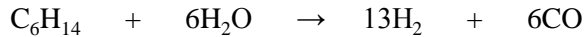
7. Komponen n-C₅H₁₂



Mula	0,172	437,01	446,16396	153,504
Reaksi	0,172	0,85888	1,88954	0,85888
Produk	0	436,1511	448,05349	154,363

Komp.	Reaktan (kmol)	Produk (kmol)	$\Delta H_f 25^\circ\text{C}$ (kJ/kmol)	$\Delta H_f 25^\circ\text{C}$ (kJ)
n-C ₅ H ₁₂	0,172		-146440	-25154,88
5H ₂ O	0,859	-	-240560	-206612,2
11H ₂	-	1,8895	-	0
5CO	-	0,8589	-110540	-94940,6
TOTAL			$\Delta H_r =$	136826,46

8. Komponen C₆H₁₄



Mula	0,297	436,1511	448,053	154,363
Reaksi	0,297	1,780224	3,85715	1,78022
Produk	0	434,3709	451,911	156,144

Komp.	Reaktan (kmol)	Produk (kmol)	$\Delta H_f 25^\circ\text{C}$ (kJ/mol)	$\Delta H_f 25^\circ\text{C}$ (kJ)
C ₆ H ₁₄	0,297		-167190	-49605,94
6H ₂ O	1,78	-	-240560	-428250,7
13H ₂	-	3,8572	-	0
6CO	-	1,7802	-110540	-196786
TOTAL			$\Delta H_r =$	281070,67

$$\begin{aligned}\Delta H_{\text{reaksi}} &= \Delta H^0_f \text{ produk} - \Delta H^0_f \text{ reaktan} \\ &= 31013439 \text{ kJ}\end{aligned}$$

Berikut ini merupakan formula *heat capacity campuran* :

$$C_p = \sum A_y + \sum \frac{B_y}{2} T_0 (\tau + 1) + \frac{\Delta C_y}{3} T_0^2 + \frac{\Delta D_y}{\tau} T_0^2$$

(Smith Van Ness, 2001)

Konstanta Heat Capacity Campuran

Komp.	n(kmol)	y	Ay	By	Cy	Dy
CH ₄	6,9374	0,006551	0,01115	5,9E-05	-1E-08	0
C ₂ H ₆	0	0	0	0	0	0
C ₃ H ₈	0	0	0	0	0	0
i-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0	0	0
n-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0	0	0
i-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0	0	0
n-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0	0	0
C ₆ H ₁₄	0	0	0	0	0	0
CO ₂	5,6374	0,005323	0,02905	7,48E-06	0	-615,93
N ₂	3,9618	0,003741	0,01227	2,2E-06	0	14,9648
H ₂ O	434,37	0,410186	1,65633	0,00142	0	4963,25
H ₂	451,91	0,426749	1,38651	0,00018	0	3542,01
CO	156,14	0,14745	0,49779	8,2E-05	0	-457,09
TOTAL	1059	1	3,5931	0,00175	-1E-08	7447,2

untuk menghitung enthalpi digunakan persamaan :

$$H = H^{\text{ig}} + H^{\text{R}} \quad (6.49) \text{ Smith Van Ness 6th ed}$$

Menghitung Cp

$$\frac{\langle Cp \rangle_H}{R} = \underbrace{\sum A}_{\text{Suku 1}} + \underbrace{\frac{\sum B}{2}}_{\text{Suku 2}} T_0(\tau+1) + \underbrace{\frac{\sum C}{3}}_{\text{Suku 3}} T_0^2(\tau^2+\tau+1) + \underbrace{\frac{\sum D}{T_0^2}}_{\text{Suku 4}}$$

(4.8) Smith Van Ness 6th ed

Keterangan

Suku 1 = 3,5931

Suku 2 = 1,2654

$$\begin{aligned}
 \text{Suku 3} &= -0,008 \\
 \text{Suku 4} &= 0,0218 \\
 C_p^{\text{ig}} &= 40,507 \text{ kJ/kmol.K} \\
 H_5^{\text{ig}} &= 36289523,27 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Berikut ini merupakan Perhitungan Tc dan Pc campuran

$$T_c = \sum_i y_i T_{ci}$$

$$P_c = \sum_i y_i P_{ci}$$

Dasar-dasar Perhitungan untuk menghitung H^R

Data Tc,Pc untuk Stream 5

Komp.	y	Tc (K)	Pc (bar)	y. Tc (K)	y. Pc (bar)
CH ₄	0,0065511	190,6	46,04	1,2485165	0,3016145
C ₂ H ₆	0	305,4	48,8	0	0
C ₃ H ₈	0	369,8	42,49	0	0
i-C ₄ H ₁₀	0	408,2	36,48	0	0
n-C ₄ H ₁₀	0	425,2	37,97	0	0
i-C ₅ H ₁₂	0	460,4	33,81	0	0
n-C ₅ H ₁₂	0	469,7	33,69	0	0
C ₆ H ₁₄	0	507,4	30,12	0	0
CO ₂	0,0053235	304,2	73,82	1,6194067	0,3929803
N ₂	0,0037412	126,1	33,94	0,4717643	0,1269761
H ₂ O	0,4101857	647,1	220,55	153,21665	36,764941
H ₂	0,4267488	33,18	13,13	14,159525	5,6032117
CO	0,1474497	132,9	34,99	19,599016	5,1592654
TOTAL	1	4380	685,83	190,31488	48,348989

Sumber : *Chemical Properties Handbook*

Mencari H^R menggunakan Redlich/Kwong Equation :

Equation of State RK

σ	ϵ	Ω	ψ
1,00	0	0,087	0,4275

$$T_r = \frac{T}{T_c}, P_r = \frac{P}{P_c} \quad \beta = \Omega \frac{P_r}{T_r} \quad a(T_r) = T_r^{-1,2}$$

(Smith Van Ness 3.50) (Smith Van Ness T.3.1)

$$q = \psi \frac{a(T_r)}{\Omega T_r} \quad (\text{Smith Van Ness 3.51})$$

Tr	Pr	β	$a(T_r)$	q
6,012	0,62	0,009	0,4078448	0,3347

$$Z = 1 + \beta - q\beta \frac{Z - \beta}{(Z + \epsilon\beta)(Z + \sigma\beta)} = 1,002$$

(3.49) Smith Vannes 6th Ed

$$I = \frac{1}{\sigma - \epsilon} \ln \left[\frac{Z + \sigma\beta}{Z + \epsilon\beta} \right] = 0,00888$$

(6.62b) Smith Vannes 6th Ed

$$\frac{H^R}{RT} = Z - 1 + \left[\frac{d \ln a(T_r)}{d \ln T_r} - 1 \right] qI = -22564$$

(6.64) Smith Vannes 6th Ed

$$H5 = 36266959,65 \quad \text{kJ}$$

$$Q + H4'' + (-\Delta H_{RX}) - H5 = 0$$

$$\begin{aligned}
 Q &= -H_4'' - (-\Delta H_{RX}) + H_5 \\
 Q &= 266371458,5 \text{ kJ} \\
 Q_c &= Q_{\text{loss}} + Q \\
 Q_c - Q_{\text{loss}} &= Q \\
 \text{Di mana } Q_{\text{loss}} &= 0,05 Q_c \\
 Q_c - 0,05 Q_c &= Q \\
 0,95 Q_c &= Q \\
 Q_c = Q/0,95 &= 280391008,9 \text{ kJ} \\
 Q_{\text{loss}} &= 14019550,45 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Perhitungan Neraca Panas Furnace

Fungsi : sebagai penyuplai panas ke steam reformer dan heater

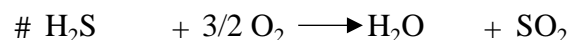
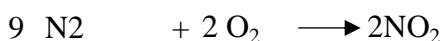
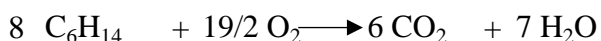
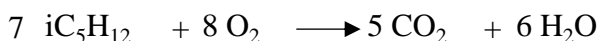
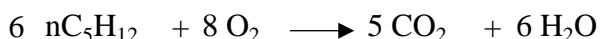
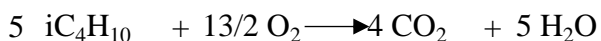
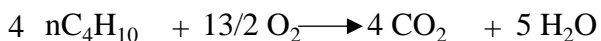
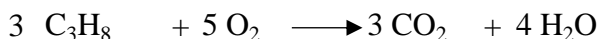
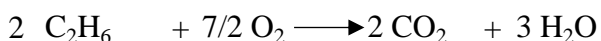
Menghitung kebutuhan fuel gas, udara pembakaran dan flue gas yang terbentuk dengan trial kebutuhan fuel gas, hingga didapat Q yang dikeluarkan oleh fuel gas dan udara pembakaran sama dengan Q yang dibutuhkan reformer ditambah Q loss

1. Komposisi fuel gas (sama dengan komposisi gas alam)

Komponen	% Mol	BM (g/mol)	n (kmol)	Fraksi mol	Massa (kg)
CH ₄	88,85	16	256,43	0,8885	4102,88
C ₂ H ₆	1,711	30	4,93812	0,01711	148,144
C ₃ H ₈	1,578	44	4,55427	0,01578	200,388
i-C ₄ H ₁₀	0,468	58	1,3507	0,00468	78,3404
n-C ₄ H ₁₀	0,866	58	2,49937	0,00866	144,963
i-C ₅ H ₁₂	0,08	72	0,23089	0,0008	16,624
n-C ₅ H ₁₂	0,11	72	0,31747	0,0011	22,8579
C ₆ H ₁₄	0,19	86	0,54836	0,0019	47,1589

CO ₂	3,61	44	10,4188	0,0361	458,429
N ₂	2,537	28	7,32204	0,02537	205,017
TOTAL	100		289	1	5424,81
H ₂ S (ppm)	2	34	0,00032	0,000319106	0,01085
TOTAL	100		289	1	5424,82

Kebutuhan O₂ untuk pembakaran (stoikiometri) dan hasil pembakaran. Reaksi Pembakaran sebagai berikut :



Fuel Gas		Kebutuhan O ₂ (kmol)	Hasil Pembakaran			
Komp.	n (kmol)		CO ₂	H ₂ O	SO ₂	NO ₂
CH ₄	0,8885	512,86	256,43	512,86		
C ₂ H ₆	0,01711	17,283	9,8762	29,629		
C ₃ H ₈	0,01578	22,771	13,663	54,651		
i-C ₄ H ₁₀	0,00468	16,246	5,4028	27,014		
n-C ₄ H ₁₀	0,00866	16,246	9,9975	49,987		

i-C ₅ H ₁₂	0,0008	1,8471	1,1544	6,9266		
n-C ₅ H ₁₂	0,0011	2,5398	1,5874	9,5241		
C ₆ H ₁₄	0,0019	5,2094	3,2902	23,031		
CO ₂	0,0361	-	10,419	–		
N ₂	0,02537		–	–		7,322
H ₂ S	0,00032	0,0005	–	0,0003	3E-04	
TOTAL	1	595	311,82	713,62	3E-04	7,322

Asumsi excess udara pembakaran = 10%

dimana; O₂ = 21%

N₂ = 79%

Udara stoikiometri = 2833,352 kmol

Udara excess = 3116,69 kmol

STREAM 18

T_{ref} = 25 °C = 298,2 °K

P_{ref} = 1 bar

R = 8,314 kJ/kmol K

T₁₈ = 30 °C = 303,2 °K

P₁₈ = 10 bar

τ₁₈ = 1,017

Dasar-dasar perhitungan :

Berikut ini merupakan formula *heat capacity* individu :

$$C_p = \sum A + \frac{\sum B}{2} T_0 (\tau + 1) + \frac{\Delta C}{3} T_0^2 + \frac{\Delta D}{\tau} T_0^2$$

(Smith Van Ness, 2001)

Konstanta *Heat Capacity* Individu

Komp.	A	B	C	D
N ₂	3,639	5,06E-04	0	-22700
O ₂	3,28	5,93E-04	0	4000

Berikut ini merupakan formula *heat capacity campuran* :

$$C_p = \sum A_y + \sum \frac{B_y}{2} T_0 (\tau+1) + \frac{\Delta C_y}{3} T_0^2 + \frac{\Delta D_y}{\tau} T_0^2$$

(Smith Van Ness, 2001)

Konstanta *Heat Capacity* Campuran

Komp.	y	A _y	B _y	C _y	D _y
N ₂	0,79	2,87481	0,0004	0	-17933
O ₂	0,21	0,6888	0,00012	0	840
TOTAL	1	3,56361	0,00052	0	-17093

untuk menghitung enthalpi digunakan persamaan :

$$H = H^{ig} + H^R \quad (6.49) \text{ Smith Van Ness 6th ed}$$

Menghitung C_p

$$\frac{\langle C_p \rangle_H}{R} = \sum A + \frac{\sum B}{2} T_0 (\tau+1) + \frac{\sum C}{3} T_0^2 (\tau^2 + \tau + 1) + \frac{\sum D}{T_0^2}$$

\downarrow \downarrow \downarrow \downarrow
 Suku 1 Suku 2 Suku 3 Suku 4

(4.8) Smith Van Ness 6th ed

Keterangan

Suku 1 = 3,5636

Suku 2 = 0,1576

Suku 3 = 0

Suku 4 = -0,1891

$$C_p^{\text{ig}} = 29,366 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$H_7^{\text{ig}} = 457623,4249 \text{ kJ}$$

Dasar-dasar Perhitungan untuk menghitung H^R

Berikut ini merupakan Perhitungan T_c dan P_c campuran

$$T_{pc} = \sum_i y_i T_{ci}$$

$$P_{pc} = \sum_i y_i P_{ci}$$

Data T_c, P_c untuk Stream 18

Komp.	y	T_c (K)	P_c (bar)	y. T_c (K)	y. P_c (bar)
N ₂	0,79	261	55,37	206,19	43,7423
O ₂	0,21	126,1	33,94	26,481	7,1274
TOTAL	1			232,671	50,8697

Mencari H^R menggunakan Redlich/Kwong Equation :

Equation of State RK

σ	ϵ	Ω	ψ
1,00	0	0,087	0,4275

$$T_r = \frac{T}{T_c}, P_r = \frac{P}{P_c} \quad \beta = \Omega \frac{P_r}{T_r} \quad \alpha(T_r) = T_r^{-1/2}$$

(Smith Van Ness 3.50)

(Smith Van Ness T.3.1)

$$q = \psi \frac{\alpha(T_r)}{\Omega T_r} \quad (\text{Smith Van Ness 3.51})$$

Tr	Pr	β	α (Tr)	q
1,303	0,196581	0,013	0,87608	3,3176

$$Z = 1 + \beta - q\beta \frac{Z - \beta}{(Z + \varepsilon\beta)(Z + \sigma\beta)} = 0,969$$

(3.49) Smith Vannes 6th Ed

$$I = \frac{1}{\sigma - \varepsilon} \ln \left[\frac{Z + \sigma\beta}{Z + \varepsilon\beta} \right] = 0,013$$

(6.62b) Smith Vannes 6th Ed

$$\frac{H^R}{RT} = Z - 1 + \left[\frac{d \ln \alpha(Tr)}{d \ln Tr} - 1 \right] qI \quad H^R = -768034 \quad \text{kJ}$$

(6.64) Smith Vannes 6th Ec

$$H_{18} = -310410 \quad \text{kJ}$$

Komposisi Flue Gas

Komp.	Σn (kmol)	fraksi mol
CO ₂	311,820365	0,191563
H ₂ O	713,623975	0,438406
N ₂	7,32204388	0,004498
O ₂	595,003849	0,365533
SO ₂	0,00031911	1,96E-07
Total	1627,77055	1

Perhitungan Heating Value dari Fuel Gas (gas alam)

Net heating value (high heating value)

Komp.	n	BM	NHV	nNHV
	(kmol)	kg/mol	kJ/kmol	kJ
CH ₄	256,43	16	3470,8	890025
C ₂ H ₆	4,9381	30	1851,1	9141
C ₃ H ₈	4,5543	44	1262,1	5748

i-C ₄ H ₁₀	1,3507	58	957,47	1293,3
n-C ₄ H ₁₀	2,4994	58	957,47	2393,1
i-C ₅ H ₁₂	0,2309	72	771,3	178,08
n-C ₅ H ₁₂	0,3175	72	771,3	244,86
C ₆ H ₁₄	0,5484	86	645,74	354,1
CO ₂	10,419	44	0	0
N ₂	7,322	28	0	0
H ₂ S	0,0003	34	0	0
TOTAL	1			909378

Sumber : Handbook of Heating, ventilation and air conditioning

STREAM FLUE GAS

$$T_{ref} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298,2 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

$$P_{ref} = 1 \text{ bar}$$

$$R = 8,314 \text{ kJ/kmol K}$$

$$T_{FG} = 1060 \text{ }^{\circ}\text{C} = 1333 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

$$P_{FG} = 30 \text{ bar}$$

$$\tau_{FG} = 4,471$$

Dasar-dasar perhitungan :

Berikut ini merupakan formula *heat capacity* individu :

$$C_p = \frac{\sum A}{2} + \frac{\sum B}{3} T_0 (\tau+1) + \frac{\Delta C}{\tau} T_0^2 + \frac{\Delta D}{\tau} T_0^2$$

(Smith Van Ness, 2001)

Konstanta *Heat Capacity* Individu

Komp.	A	B	C	D
CO ₂	5,457	1,41E-03	0	-115700
N ₂	3,28	0,000593	0	12100

H ₂ O	3,47	0,00145	0	4000
O ₂	3,639	5,06E-04	0	-22700
SO ₂	5,699	0,034735	0	-101500

Sumber : *Smith Van Ness*

Berikut ini merupakan formula *heat capacity campuran* :

$$C_p = \sum A y + \sum \frac{B y}{2} T_0 (\tau + 1) + \frac{\Delta C y}{3} T_0^2 + \frac{\Delta D y}{\tau} T_0^2 \quad (\text{Smith Van Ness, 2001})$$

Data A B C D sesudah dikali fraksi mol

Komp.	n(kmol)	y	Ay	By	Cy	Dy
CO ₂	311,82	0,191563	1,04536	0,00027	0	-22164
N ₂	713,62	0,438406	1,43797	0,00026	0	5304,71
H ₂ O	7,322	0,004498	0,01561	6,5E-06	0	17,9928
O ₂	595	0,365533	1,33017	0,00018	0	-8297,6
SO ₂	0,0003	1,96E-07	1,1E-06	6,8E-09	0	-0,0199
TOTAL	1627,8	1	2,48333	0,00053	0	-16859

untuk menghitung enthalpi digunakan persamaan :

$$H = H^{\text{ig}} + H^{\text{R}} \quad (6.49) \text{ Smith Van Ness 6th ed}$$

Menghitung Cp

$$\frac{\langle C_p \rangle_H}{R} = \sum A + \frac{\sum B}{2} T_0 (\tau + 1) + \frac{\sum C}{3} T_0^2 (\tau^2 + \tau + 1) + \frac{\sum D}{T_0^2}$$

$\downarrow \quad \downarrow \quad \downarrow \quad \downarrow$
 Suku 1 Suku 2 Suku 3 Suku 4

(4.8) Smith Van Ness 6th ed

Keterangan

Suku 1 = 2,4833

Suku 2 = 0,4316

$$\begin{aligned}
 \text{Suku 3} &= 5,4714 \\
 \text{Suku 4} &= -0,042 \\
 C_p^{\text{ig}} &= 69,371 \text{ kJ/kmol.K} \\
 HFG^{\text{ig}} &= m \times C_p^{\text{ig}} \times \Delta T \\
 &= 116872560,3 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Dasar-dasar Perhitungan untuk mencari H^R

Berikut ini merupakan Perhitungan T_c dan P_c campuran

$$\begin{aligned}
 T_{pc} &= \sum_i y_i T_{ci} \\
 P_{pc} &= \sum_i y_i P_{ci}
 \end{aligned}$$

Data T_c , P_c Campuran Stream Flue Gas

Komp.	y	T_c (K)	P_c (bar)	y. T_c (K)	y. P_c (bar)
CO ₂	0,1915628	304,2	73,82	58,273419	14,14117
N ₂	0,4384058	261	55,37	114,4239	24,274527
H ₂ O	0,0044982	373,5	89,63	1,6802141	0,403174
O ₂	0,365533	126,1	33,94	46,093711	12,40619
SO ₂	1,96E-07	430,8	78,84	8,444E-05	1,546E-05
TOTAL	1			220,47133	51,225076

Mencari H^R menggunakan Redlich/Kwong Equation :

Equation of State RK

σ	ϵ	Ω	Ψ
1,00	0	0,087	0,4275

$$T_r = \frac{T}{T_c}, P_r = \frac{P}{P_c} \quad \beta = \Omega \frac{P_r}{T_r} \quad \alpha(T_r) = T_r^{-1/2}$$

(Smith Van Ness 3.50)

(Smith Van Ness T.3.1)

$$q = \psi \frac{\alpha(T_r)}{\Omega T_r} \quad (\text{Smith Van Ness 3.51})$$

Tr	Pr	β	$\alpha(T_r)$	q
6,047	0,585651	0,008	0,40666	0,3318

$$Z = 1 + \beta - q\beta \frac{Z - \beta}{(Z + \varepsilon\beta)(Z + \sigma\beta)} = 1,006$$

(3.49) Smith Vannes 6th Ed

$$I = \frac{1}{\sigma - \varepsilon} \ln \left[\frac{Z + \sigma\beta}{Z + \varepsilon\beta} \right] = 0,008$$

(6.62b) Smith Vannes 6th Ed

$$\frac{H^R}{RT} = Z - 1 + \left[\frac{d \ln \alpha(T_r)}{d \ln T_r} - 1 \right] q I \quad H^R = -74068 \quad \text{kJ}$$

(6.64) Smith Vannes 6th Ec

$$\text{HFG} = 1,2\text{E}+08 \quad \text{kJ}$$

STREAM 17

$$T_{\text{ref}} = 25 \quad ^\circ\text{C} = 298,2 \quad ^\circ\text{K}$$

$$P_{\text{ref}} = 1 \quad \text{bar}$$

$$R = 8,314 \quad \text{kJ/kmol K}$$

$$T_{17} = 30 \quad ^\circ\text{C} = 303,2 \quad ^\circ\text{K}$$

$$P_{17} = 10 \quad \text{bar}$$

$$\tau_{17} = 1,017$$

Dasar-dasar perhitungan :

Berikut ini merupakan formula *heat capacity* individu :

$$C_p = \sum A + \frac{\sum B}{2} T_0 (\tau + 1) + \frac{\Delta C}{3} T_0^2 + \frac{\Delta D}{\tau} T_0^2$$

(Smith Van Ness, 2001)

Konstanta *Heat Capacity* Individu

Komponen	A	B	C	D
CH ₄	1,702	0,00908	-2E-06	0
C ₂ H ₆	1,131	0,01923	-6E-06	0
C ₃ H ₈	1,213	0,02879	-9E-06	0
i-C ₄ H ₁₀	1,677	0,03785	-1E-05	0
n-C ₄ H ₁₀	1,935	0,03692	0,03692	0
i-C ₅ H ₁₂	2,464	0,04535	-1E-05	0
n-C ₅ H ₁₂	2,464	0,04535	-1E-05	0
C ₆ H ₁₄	3,025	0,05372	-2E-05	0
CO ₂	5,457	0,00141	0	-115700
N ₂	3,28	0,00059	0	4000
H ₂ S	3,931	0,00149	0	-23200

Sumber : Smith Van Ness

Berikut ini merupakan formula *heat capacity campuran* :

$$C_p = \sum A_y + \sum \frac{B_y}{2} T_0 (\tau + 1) + \frac{\Delta C_y}{3} T_0^2 + \frac{\Delta D_y}{\tau} T_0^2$$

(Smith Van Ness, 2001)

Konstanta *Heat Capacity* Campuran

Komp.	n(kmol)	y	A _y	B _y	C _y	D _y
CH ₄	256,43	0,888499	1,51223	0,00807	-2E-06	0
C ₂ H ₆	4,9381	0,01711	0,01935	0,00033	-1E-07	0

C ₃ H ₈	4,5543	0,01578	0,01914	0,00045	-1E-07	0
i-C ₄ H ₁₀	1,3507	0,00468	0,00906	0,00017	-6E-08	0
n-C ₄ H ₁₀	2,4994	0,00866	0,01452	0,00033	3E-04	0
i-C ₅ H ₁₂	0,2309	0,0008	0,00197	3,6E-05	-1E-08	0
n-C ₅ H ₁₂	0,3175	0,0011	0,00271	5E-05	-2E-08	0
C ₆ H ₁₄	0,5484	0,0019	0,00575	0,0001	-3E-08	0
CO ₂	10,419	0,0361	0,197	5,1E-05	0	-4176,8
N ₂	7,322	0,02537	0,08321	1,5E-05	0	101,48
H ₂ S	0,0003	1,11E-06	4,3E-06	1,6E-09	0	-0,0257
TOTAL	288,6	1	1,86494	0,00961	3E-04	-4075,3

untuk menghitung enthalpi digunakan persamaan :

$$H = H^{\text{ig}} + H^{\text{R}} \quad (6.49) \text{ Smith Van Ness 6th ed}$$

Menghitung Cp

$$\frac{\langle Cp \rangle_R}{R} = \underbrace{\sum A}_{\text{Suku 1}} + \underbrace{\sum \frac{B}{T_0(\tau+1)}}_{\text{Suku 2}} + \underbrace{\sum \frac{C}{T_0^2(\tau^2+\tau+1)}}_{\text{Suku 3}} + \underbrace{\sum \frac{D}{T_0^3}}_{\text{Suku 4}}$$

Keterangan

(4.8) Smith Van Ness 6th ed

$$\text{Suku 1} = 1,864941$$

$$\text{Suku 2} = 2,888104$$

$$\text{Suku 3} = 28,69165$$

$$\text{Suku 4} = -0,04509$$

$$Cp^{\text{ig}} = 277,68 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$\Delta H_{18}^{\text{ig}} = m \times Cp^{\text{ig}} \times \Delta T$$

$$= 400713,259 \text{ kJ}$$

Dasar-dasar Perhitungan untuk menghitung H^R

Berikut ini merupakan Perhitungan Tc dan Pc campuran

$$T_{pc} = \sum_i y_i T_{ci}$$

$$P_{pc} = \sum_i y_i P_{ci}$$

Data Tc,Pc untuk Stream 18

Komponen	y	Tc (K)	Pc (bar)	y. Tc (K)	y. Pc (bar)
CH ₄	0,88849902	190,6	46,04	169,33	40,9065
C ₂ H ₆	0,01710998	305,4	48,8	5,22573	0,83497
C ₃ H ₈	0,01577998	369,8	42,49	5,83575	0,67049
i-C ₄ H ₁₀	0,00467999	408,2	36,48	1,91028	0,17073
n-C ₄ H ₁₀	0,00865999	425,2	37,97	3,68205	0,32882
i-C ₅ H ₁₂	0,0008	460,4	33,81	0,36834	0,02705
n-C ₅ H ₁₂	0,0011	469,7	33,69	0,51661	0,03706
C ₆ H ₁₄	0,0019	507,4	30,12	0,96412	0,05723
CO ₂	0,03609996	304,2	73,82	10,9812	2,6649
N ₂	0,02536997	126,1	33,94	3,19915	0,86106
H ₂ S	1,1057E-06	373,5	89,63	0,00041	9,9E-05
TOTAL	1			202,014	46,5589

Sumber : *Chemical Properties Handbook*

Mencari H^R menggunakan Redlich/Kwong Equation :

Equation of State RK

σ	ε	Ω	ψ
1,00	0	0,087	0,4275

$$T_r = \frac{T}{T_c}, P_r = \frac{P}{P_c} \quad \beta = \Omega \frac{Pr}{Tr} \quad a(Tr) = Tr^{-1/2}$$

(Smith Van Ness 3.50)

(Smith Van Ness T.3.1)

$$q = \psi \frac{\alpha(T_r)}{\Omega T_r} \quad (\text{Smith Van Ness 3.51})$$

Tr	Pr	β	$\alpha(T_r)$	q
1,50064	0,2147818	0,01	0,816	2,684

$$Z = 1 + \beta - q\beta \frac{Z - \beta}{(Z + \varepsilon\beta)(Z + \sigma\beta)} = 0,978$$

(3.49) Smith Vannes 6th Ed

$$I = \frac{1}{\sigma - \varepsilon} \ln \left[\frac{Z + \sigma\beta}{Z + \varepsilon\beta} \right] = 0,013$$

(6.62b) Smith Vannes 6th Ed

$$\frac{H^R}{RT} = Z - 1 + \left[\frac{d \ln \alpha(T_r)}{d \ln T_r} - 1 \right] qI \quad H^R = -52616,6525 \text{ kJ}$$

(6.64) Smith Vannes 6th Ed

$$H_{18} = 348096,607 \text{ kJ}$$

Neraca Energi :

$$H_{\text{fuel gas}} + nNHV + H_{\text{udara}} = H_{\text{flue gas}} + Q_c$$

$$Q_c = -1, \text{E}+08 \text{ kJ}$$

Di mana Q yang dibutuhkan reformer sama dengan Qc (Q yang dilepas oleh fuel gas dan udara pembakaran) dikurangi Q loss

8. Kebutuhan fuel gas dan udara

$$n_{\text{fuel gas}} = 288,61 \text{ kmol}$$

$$n_{\text{udara}} = 3116,69 \text{ kmol}$$

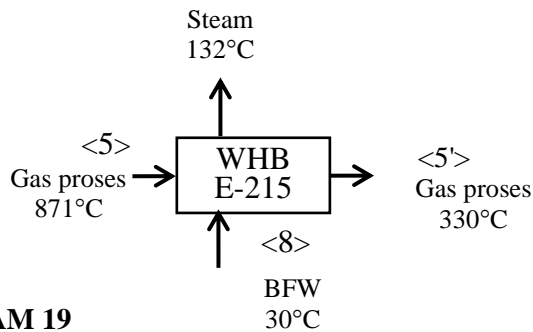
9. Flue gas yang dihasilkan

$$n_{\text{flue gas}} = 1627,8 \text{ kmol}$$

NERACA ENERGI STEAM REFORMER			
MASUK	kJ	KELUAR	kJ
H ₄ '''	1,991E+08	H ₅	4,E+07
Q _c	-1,159E+08	ΔH _{rx}	3,E+07
		Q _{loss}	1,E+07
TOTAL	8,E+07	TOTAL	8,E+07

10) Perhitungan Neraca Panas Waste Heat Boiler (E-215)

Fungsi : Sebagai pendingin gas proses yang dihasilkan oleh steam reformer <9>



STREAM 19

$$T_{\text{BFW}} = 30 \text{ }^{\circ}\text{C} = 303,2 \text{ K}$$

$$P_1 = 2,9 \text{ bar}$$

$$T_{\text{ref}} = 298,2 \text{ K}$$

$$R = 8,314 \text{ kJ/kmol.K}$$

menghitung H H₂O fase liquid menggunakan persamaan :

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 \quad (\text{kJ/kmol.K})$$

Konstanta *Heat Capacity Individu*

Komp.	A	B	C	D
H ₂ O	92,05	-0,04	-2E-04	5E-07

$$\hat{H}_8 = 377,486 \text{ kJ/kmol}$$

$$H_8 = \hat{H}_8 \times \text{Mair pendingin}$$

STREAM 20

Suhu steam ditetapkan sebesar 132°C yang dilihat dari steam table

$$T_{\text{steam}} = 132 \text{ }^\circ\text{C} = 405,2 \text{ K}$$

$$P_1 = 2,867 \text{ bar}$$

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ }^\circ\text{C} = 298,2 \text{ K}$$

$$R = 8,314 \text{ kJ/kmol.K} \quad \tau = 1,359$$

Dasar-dasar Perhitungan untuk menghitung Cp

Data Fraksi A B C D

Komp.	y	A	B	C	D
H ₂ O (steam)	1	4,038	0,003	0	12100

Sumber : Smith Van Ness

untuk menghitung enthalpi digunakan persamaan :

$$H = H^{\text{ig}} + H^{\text{R}} \quad (6.49) \text{ Smith Van Ness 6th ed}$$

Menghitung Cp

$$\frac{\langle Cp \rangle_H}{R} = \sum A + \frac{\sum B}{2} T_0(\tau+1) + \frac{\sum C}{3} T_0^2(\tau^2 + \tau + 1) + \frac{\sum D}{4} T_0^3$$

$\downarrow \quad \downarrow \quad \downarrow \quad \downarrow$
 Suku 1 Suku 2 Suku 3 Suku 4

Keterangan

$$\text{Suku 1} = 4,038$$

$$\text{Suku 2} = 1,2202$$

$$\text{Suku 3} = 0$$

$$\text{Suku 4} = 0,10017$$

$$C_p^{\text{ig}} = 44,55 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$\begin{aligned} H_{20}^{\text{ig}} &= m \times C_p^{\text{ig}} \times \Delta T \\ &= 4766,817313 \text{ kJ} \end{aligned}$$

Data Tc, Pc stream 20

Komp.	y	Tc(K)	Pc(bar)
H ₂ O (steam)	1	373,5	89,63

Sumber: Chemical Properties Handbook

Mencari H^R menggunakan Redlich/Kwong Equation :**Equation of State RK**

σ	ϵ	Ω	ψ
1,00	0	0,087	0,4275

$$T_r = \frac{T}{T_c}, P_r = \frac{P}{P_c} \quad \beta = \Omega \frac{P_r}{T_r} \quad \alpha(T_r) = T_r^{-1/2}$$

(Smith Van Ness 3.50)

(Smith Van Ness T.3.1)

$$q = \psi \frac{\alpha(T_r)}{\Omega T_r} \quad (\text{Smith Van Ness 3.51})$$

Tr	Pr	β	$\alpha(T_r)$	q
1,085	0,031987	0,003	0,96018	4,3678

$$Z = 1 + \beta - q\beta \frac{Z - \beta}{(Z + \varepsilon\beta)(Z + \sigma\beta)} = 0,983$$

(3.49) Smith Vannes 6th Ed

$$I = \frac{1}{\sigma - \varepsilon} \ln \left[\frac{Z + \sigma\beta}{Z + \varepsilon\beta} \right] = 0,0026 \quad (6.62b) \text{ Smith Vannes 6th Ed}$$

$$\frac{H^R}{RT} = Z - 1 + \left[\frac{d \ln \alpha(Tr)}{d \ln Tr} - 1 \right] qI \quad H^R = -113,96 \quad \text{kJ}$$

(6.64) Smith Vannes 6th Ed

$$H_{20} = 4652,86054 \quad \text{kJ}$$

STREAM 5'

$$T_{\text{ref}} = 25 \quad ^\circ\text{C} = 298,2 \quad ^\circ\text{K}$$

$$P_{\text{ref}} = 1 \quad \text{bar}$$

$$R = 8,314 \quad \text{kJ/kmol K}$$

$$T_{5'} = 330 \quad ^\circ\text{C} = 603,2 \quad ^\circ\text{K}$$

$$P_{5'} = 30 \quad \text{bar}$$

$$\tau_{5'} = 2,023$$

Berikut ini merupakan formula *heat capacity campuran* :

$$C_p = \sum A_y + \sum \frac{B_y}{2} T_0 (\tau + 1) + \frac{\Delta C_y}{3} T_0^2 + \frac{\Delta D_y}{\tau} T_0^2$$

(Smith Van Ness, 2001)

Konstanta Heat Capacity Campuran

Komp.	n(kmol)	y	A _y	B _y	C _y	D _y
CH ₄	6,9374	0,006551	0,01115	5,9E-05	-1E-08	0
C ₂ H ₆	0	0	0	0	0	0

C ₃ H ₈	0	0	0	0	0	0
i-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0	0	0
n-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0	0	0
i-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0	0	0
n-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0	0	0
C ₆ H ₁₄	0	0	0	0	0	0
CO ₂	5,6374	0,005323	0,02905	7,5E-06	0	-615,93
N ₂	3,9618	0,003741	0,01227	2,2E-06	0	14,9648
H ₂ O	434,37	0,410186	1,65633	0,00142	0	4963,25
H ₂	451,91	0,426749	1,38651	0,00018	0	3542,01
CO	156,14	0,14745	0,49779	8,2E-05	0	-457,09
TOTAL	1059	1	3,5931	0,00175	-1E-08	7447,2

untuk menghitung enthalpi digunakan persamaan :

$$H = H^{\text{ig}} + H^{\text{R}} \quad (6.49) \text{ Smith Van Ness 6th ed}$$

Menghitung Cp

$$\frac{\langle Cp \rangle_H}{R} = \sum A + \frac{\sum B}{2} T_0(\tau+1) + \frac{\sum C}{3} T_0^2(\tau^2 + \tau + 1) + \frac{\sum D}{T_0^2}$$

↓
Suku 1

↓
Suku 2

↓
Suku 3

↓
Suku 4

(4.8) Smith Van Ness 6th ed

Keterangan

Suku 1 = 3,5931

Suku 2 = 1,5997

Suku 3 = 3,0159

Suku 4 = 0,0101

Cp^{ig} = 68,332 kJ/kmol.K

H5^{ig} = 22070027,91 kJ

Dasar-dasar Perhitungan untuk menghitung H^R

Berikut ini merupakan Perhitungan T_c dan P_c campuran

$$T_c = \sum_i y_i T_{ci}$$

$$P_c = \sum_i y_i P_{ci}$$

Data T_c, P_c untuk Stream 5'

Komp.	y	T_c (K)	P_c (bar)	y. T_c (K)	y. P_c (bar)
CH ₄	0,0065511	190,6	46,04	1,2485165	0,3016145
C ₂ H ₆	0	305,4	48,8	0	0
C ₃ H ₈	0	369,8	42,49	0	0
i-C ₄ H ₁₀	0	408,2	36,48	0	0
n-C ₄ H ₁₀	0	425,2	37,97	0	0
i-C ₅ H ₁₂	0	460,4	33,81	0	0
n-C ₅ H ₁₂	0	469,7	33,69	0	0
C ₆ H ₁₄	0	507,4	30,12	0	0
CO ₂	0,0053235	304,2	73,82	1,6193535	0,3929803
N ₂	0,0037412	126,1	33,94	0,4717643	0,1269761
H ₂ O	0,4101857	647,1	220,55	265,44345	90,466449
H ₂	0,4267488	33,18	13,13	14,159525	5,6032117
CO	0,1474497	132,9	34,99	19,599016	5,1592654
TOTAL	1			302,54163	102,0505

Sumber : *Chemical Properties Handbook*

Mencari H^R menggunakan Redlich/Kwong Equation :

Equation of State RK

σ	ϵ	Ω	Ψ
1,00	0	0,087	0,4275

$$T_r = \frac{T}{T_c}, P_r = \frac{P}{P_c} \quad \beta = \Omega \frac{Pr}{Tr} \quad \alpha(Tr) = Tr^{-1,2}$$

(Smith Van Ness 3.50) (Smith Van Ness T.3.1)

$$q = \psi \frac{\alpha(Tr)}{\Omega Tr} \quad (\text{Smith Van Ness 3.51})$$

Tr	Pr	β	α (Tr)	q
1,994	0,294	0,013	0,7082	1,75282

$$Z = 1 + \beta - q\beta \frac{Z - \beta}{(Z + \varepsilon\beta)(Z + \sigma\beta)} = 0,99$$

(3.49) Smith Vannes 6th Ed

$$I = \frac{1}{\sigma - \varepsilon} \ln \left[\frac{Z + \sigma\beta}{Z + \varepsilon\beta} \right] = 0,01282 \quad (6.62b) \text{ Smith Vannes 6th Ed}$$

$$\frac{H^R}{RT} = Z - 1 + \left[\frac{d \ln \alpha(Tr)}{d \ln Tr} - 1 \right] qI \quad H^R = -175093 \quad \text{kJ}$$

(6.64) Smith Vannes 6th Ed

$$H5' = 2,2E+07 \quad \text{kJ}$$

$$\text{Qyang dibutuhkan} = H5 - H5' = 14372025,07 \quad \text{kJ}$$

$$\text{Dimana } Q_{\text{loss}} = 0,05 \text{ Qyang dibutuhkan}$$

Mair pendingin yang dibutuhkan :

$$\hat{H}_{19} \cdot M_{\text{steam}} + Q = \hat{H}_{20} \cdot M_{\text{steam}} + Q_{\text{loss}}$$

$$(\hat{H}_{19} - \hat{H}_{20}) \times M_{\text{steam}} = Q - Q_{\text{loss}}$$

$$-4275,3742 \times M_{\text{steam}} = -14372025,07 + 718601$$

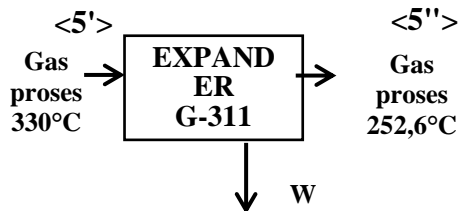
$$M_{\text{steam}} = 3193,5038 \quad \text{kmol}$$

$$= 57483,069 \quad \text{kg}$$

NERACA ENERGI WASTE HEAT BOILER (E-215)			
MASUK	kJ	KELUAR	kJ
H5	3,6E+07	H5'	2,E+07
H8	1,E+06	H9	1,E+07
		Qloss	7,E+05
TOTAL	37472464	TOTAL	3,7,E+07

11) Perhitungan Neraca Panas Expander (G-311)

Fungsi : untuk menurunkan tekanan gas proses dari steam reformer ke absorber



Neraca Energi : $H5' - W = H5''$

dimana $H5' = H^9 + H^R$

$H5'' = H^9 + H^R$ (Smith Van Ness, 2001, Eq.6.41)

ket : $H5'$: Entalpi Feed masuk

W : Kerja

$H5''$: Entalpi aliran keluar

STREAM 5'

$T5' = 330\text{ }^{\circ}\text{C} = 603,15\text{ K}$

$P5' = 30\text{ bar}$

STREAM 5''

$T_{ref} = 25\text{ }^{\circ}\text{C} = 298,2\text{ }^{\circ}\text{K}$

Pref = 1 bar

R = 8,314 kJ/kmol K

P5" = 17 bar

$\tau 5'$ = 2,023

Dasar-dasar perhitungan :

Berikut ini merupakan formula *heat capacity campuran* :

$$C_p = \sum A_y + \sum \frac{B_y}{2} T_0 (\tau + 1) + \frac{\Delta C_y}{3} T_0^2 + \frac{\Delta D_y}{\tau} T_0^2$$

(Smith Van Ness, 2001)

Konstanta Heat Capacity Individu

Komp.	n(kmol)	y	A _y	B _y	C _y	D _y
CH ₄	6,9374	0,006551	0,01115	5,9E-05	-1E-08	0
C ₂ H ₆	0	0	0	0	0	0
C ₃ H ₈	0	0	0	0	0	0
i-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0	0	0
n-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0	0	0
i-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0	0	0
n-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0	0	0
C ₆ H ₁₄	0	0	0	0	0	0
CO ₂	5,6374	0,005323	0,02905	7,5E-06	0	-615,93
N ₂	3,9618	0,003741	0,01227	2,2E-06	0	14,9648
H ₂ O	434,37	0,410186	1,65633	0,00142	0	4963,25
H ₂	451,91	0,426749	1,38651	0,00018	0	3542,01
CO	156,14	0,14745	0,49779	8,2E-05	0	-457,09
TOTAL	1059	1	3,5931	0,00175	-1E-08	7447,2

Dasar-dasar Perhitungan untuk menghitung H^R

Berikut ini merupakan Perhitungan T_c dan P_c campuran

$$T_c = \sum_i y_i T_{ci}$$

$$P_c = \sum_i y_i P_{ci}$$

Data Tc,Pc untuk Stream 5'

Komp.	y	Tc (K)	Pc (bar)	y. Tc (K)	y. Pc (bar)
CH ₄	0,0065511	190,6	46,04	1,2485165	0,3016145
C ₂ H ₆	0	305,4	48,8	0	0
C ₃ H ₈	0	369,8	42,49	0	0
i-C ₄ H ₁₀	0	408,2	36,48	0	0
n-C ₄ H ₁₀	0	425,2	37,97	0	0
i-C ₅ H ₁₂	0	460,4	33,81	0	0
n-C ₅ H ₁₂	0	469,7	33,69	0	0
C ₆ H ₁₄	0	507,4	30,12	0	0
CO ₂	0,0053235	304,2	73,82	1,6193535	0,3929803
N ₂	0,0037412	126,1	33,94	0,4717643	0,1269761
H ₂ O	0,4101857	647,1	220,55	265,44345	90,466449
H ₂	0,4267488	33,18	13,13	14,159525	5,6032117
CO	0,1474497	132,9	34,99	19,599016	5,1592654
TOTAL	1			302,54163	102,0505

Sumber : *Chemical Properties Handbook*

Karena H5' sudah diketahui dari perhitungan sebelumnya, maka Pertama-tama, expander diasumsikan bekerja dengan efisiensi 100%. Hal ini berarti expander bekerja secara isentropis. Isentropis berarti $S5' = S5''$, yang juga berarti bahwa nilai $\Delta S = 0$

$$S = S^{ig} + S^R$$

$$S = S_o^{ig} + (Cp^{ig})_s \ln \frac{T}{T_0} - R \ln \frac{P}{P_0} + S^R \quad (6.52) \text{ Smith Vannes 6th ed}$$

Di mana : $S_o^{ig} = 0$

$$\frac{S^R}{R} = \ln(Z - \beta) + \frac{d \ln \alpha(Tr)}{d \ln Tr} qI = -123,33 \text{ kJ} \quad (6.65) \text{ Smith Vannes 6th ed}$$

$$\frac{(Cp^{ig})_s}{R} = A + \left[BT_0 + \left(CT_0^2 + \frac{D}{\tau^2 T_0^2} \right) \left(\frac{\tau + 1}{2} \right) \right] \left(\frac{\tau - 1}{\ln \tau} \right) = 36,5 \text{ kJ/kmol.K} \quad (5.17) \text{ Smith Vannes 6th ed}$$

$$\frac{S^{ig}}{R} = \frac{(Cp^{ig})_s}{R} \ln \frac{T}{T_0} - \ln \frac{P}{P_0} = -2682,7 \text{ kJ} \quad (5.18) \text{ Smith Vannes 6th ed}$$

$$S5' = -2806 \text{ kJ}$$

$$S5'' = -2806 \text{ kJ}$$

Dari nilai $S5'$ yang sudah diketahui, maka nilai $T5''$ dapat dicari menggunakan persamaan (6.65) dan (5.18) Smith Van Ness 6ed

Dari hasil perhitungan tersebut diperoleh nilai $T5''$ sebesar 586,177 K Dengan diperoleh $T5''$ maka dapat dihitung $(H5'')_s$, dengan rumus yang sama untuk mencari $H5''$

maka diperoleh $(H5'')_s$ sebesar :

$$(H5'')_s = 8912842,06 \text{ kJ}$$

$$(\Delta H)_s = (H5'')_s - \Delta H5 = -12982093 \text{ kJ}$$

$$W_{\text{actual}} = (\Delta H)_s / \eta = -1,7E+07 \text{ kJ}$$

Dari W_{actual} tersebut, maka dapat dicari nilai $H5''$ yang sebenarnya dengan ($\eta = 75\%$)

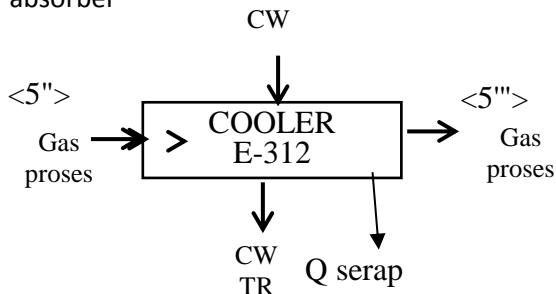
$$H5'' = 4582848,478 \text{ kJ}$$

$$T5'' = 525,6834 \text{ K}$$

NERACA ENERGI EXPANDER (G-311)			
MASUK	kJ	KELUAR	kJ
H5'	21894934,58	H5''	4582848,478
W	-17312086,1		
TOTAL	4582848,48	TOTAL	4582848,48

12) Perhitungan Neraca Panas Cooler (E-312)

Fungsi : Sebagai pendingin gas proses sebelum masuk ke absorber



Neraca Energi : $H_{5''} = H_{5'''} + Q_{\text{serap}}$

dimana $H_{5''} = H'^9 + H^R$

$H_{5'''} = H'^9 + H^R$ (Smith Van Ness, 2001, Eq.6.41)

Ket : $H_{5''}$ = Panas masuk

$H_{5'''}$ = Panas keluar

Q_{serap} = Panas yang diserap oleh air pendingin

STREAM 5"

$T_{\text{ref}} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,2 \text{ } ^\circ\text{K}$

$P_{\text{ref}} = 1 \text{ bar}$

$R = 8,314 \text{ kJ/kmol K}$

$T_{5''} = 252,5 \text{ } ^\circ\text{C} = 525,7 \text{ } ^\circ\text{K}$

$$P5'' = 17 \text{ bar}$$

$$\tau5'' = 1,763$$

STREAM 5'''

$$T_{ref} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298,2 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

$$P_{ref} = 1 \text{ bar}$$

$$R = 8,314 \text{ kJ/kmol K}$$

$$T5''' = 38 \text{ }^{\circ}\text{C} = 311,2 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

$$P5''' = 17 \text{ bar}$$

$$\tau5''' = 1,044$$

Berikut ini merupakan formula *heat capacity campuran* :

$$C_p = \sum A_y + \sum \frac{B_y}{2} T_0 (\tau + 1) + \frac{\Delta C_y}{3} T_0^2 + \frac{\Delta D_y}{\tau} T_0^2$$

(Smith Van Ness, 2001)

Konstanta *Heat Capacity* Campuran

Komp.	n(kmol	y	A _y	B _y	C _y	D _y
CH ₄	6,9374	0,006551	0,01115	5,9E-05	-1E-08	0
C ₂ H ₆	0	0	0	0	0	0
C ₃ H ₈	0	0	0	0	0	0
i-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0	0	0
n-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0	0	0
i-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0	0	0
n-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0	0	0
C ₆ H ₁₄	0	0	0	0	0	0
CO ₂	5,6374	0,005323	0,02905	7,5E-06	0	-615,93
N ₂	3,9618	0,003741	0,01227	2,2E-06	0	14,9648
H ₂ O	434,37	0,410186	1,65633	0,00142	0	4963,25
H ₂	451,91	0,426749	1,38651	0,00018	0	3542,01

CO	156,14	0,14745	0,49779	8,2E-05	0	-457,09
TOTAL	1059	1	3,5931	0,00175	-1E-08	7447,2

untuk menghitung enthalpi digunakan persamaan :

$$H = H^{\text{ig}} + H^{\text{R}} \quad (6.49) \text{ Smith Van Ness 6th ed}$$

Menghitung Cp

$$\frac{\langle Cp \rangle_H}{R} = \sum A + \frac{\sum B}{2} T_0(\tau+1) + \frac{\sum C}{3} T_0^2(\tau^2 + \tau + 1) + \frac{\sum D}{T_0^2}$$

$\downarrow \quad \quad \downarrow \quad \quad \downarrow \quad \quad \downarrow$
 Suku 1 Suku 2 Suku 3 Suku 4

(4.8) Smith Van Ness 6th ed

Keterangan

$$\text{Suku 1} = 3,5931$$

$$\text{Suku 2} = 0,5579$$

$$\text{Suku 3} = 2,0431$$

$$\text{Suku 4} = 0,0737$$

$$Cp^{\text{ig}} = 52,111 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$H5^{\text{ig}} = m \times Cp^{\text{ig}} \times \Delta T$$

$$= 717379,7256 \text{ kJ}$$

Dasar-dasar Perhitungan untuk menghitung H^{R}

Berikut ini merupakan Perhitungan Tc dan Pc campuran

$$T_{pc} = \sum_i y_i T_{ci}$$

$$P_{pc} = \sum_i y_i P_{ci}$$

Data Tc,Pc untuk Stream 5'''

Komp.	y	Tc (K)	Pc (bar)	y. Tc (K)	y. Pc (bar)
CH ₄	0,0065511	190,6	46,04	1,2485165	0,3016145

C ₂ H ₆	0	305,4	48,8	0	0
C ₃ H ₈	0	369,8	42,49	0	0
i-C ₄ H ₁₀	0	408,2	36,48	0	0
n-C ₄ H ₁₀	0	425,2	37,97	0	0
i-C ₅ H ₁₂	0	460,4	33,81	0	0
n-C ₅ H ₁₂	0	469,7	33,69	0	0
C ₆ H ₁₄	0	507,4	30,12	0	0
CO ₂	0,0053235	304,2	73,82	1,6193535	0,3929803
N ₂	0,0037412	126,1	33,94	0,4717643	0,1269761
H ₂ O	0,4101857	647,1	220,55	265,44345	90,466449
H ₂	0,4267488	33,18	13,13	14,159525	5,6032117
CO	0,1474497	132,9	34,99	19,599016	5,1592654
TOTAL	1			302,54163	102,0505

Sumber : *Chemical Properties Handbook*

Mencari H^R menggunakan Redlich/Kwong Equation :

Equation of State RK

σ	ϵ	Ω	ψ
1,00	0	0,087	0,4275

$$T_r = \frac{T}{T_c}, P_r = \frac{P}{P_c} \quad \beta = \Omega \frac{Pr}{Tr} \quad \alpha(Tr) = Tr^{-1/2}$$

(Smith Van Ness 3.50)

(Smith Van Ness T.3.1)

$$q = \psi \frac{\alpha(Tr)}{\Omega Tr} \quad (\text{Smith Van Ness 3.51})$$

Tr	Pr	β	$\alpha(Tr)$	q
1,028	1,67E-01	0,014	0,98607	4,7306

$$Z = 1 + \beta - q\beta \frac{Z - \beta}{(Z + \varepsilon\beta)(Z + \sigma\beta)} = 0,945$$

(3.49) Smith Vannes 6th Ed

$$I = \frac{1}{\sigma - \varepsilon} \ln \left[\frac{Z + \sigma\beta}{Z + \varepsilon\beta} \right] = 0,015 \quad (6.62b) \text{ Smith Vannes 6th Ed}$$

$$\frac{H^R}{RT} = Z - 1 + \left[\frac{d \ln \alpha(Tr)}{d \ln Tr} - 1 \right] qI \quad H^R = -436029 \text{ kJ} \quad (6.64) \text{ Smith Vannes 6th Ed}$$

$$H_1'' = 281350,4419 \text{ kJ}$$

Neraca Energi :

$$H_5'' = H_5''' + Q_{\text{serap}}$$

$$4582848,478 = 281350,4419 + Q_{\text{serap}}$$

$$Q_{\text{serap}} = 4301498$$

NERACA ENERGI COOLER (E-312)			
MASUK	kJ	KELUAR	kJ
H ₅ ''	4582848	H ₅ '''	281350,4419
		Q _{serap}	4301498,037
TOTAL	4582848	TOTAL	4582848

Kebutuhan air pendingin

1) Entalpi air pendingin masuk

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,2 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$P_{\text{ref}} = 1 \text{ bar}$$

$$R = 8,314 \text{ kJ/kmol K}$$

$$T_{in} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303,2 \text{ } ^\circ\text{K}$$

menghitung H fase liquid menggunakan persamaan :

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 \text{ (kJ/kmol.K)}$$

Konstanta *Heat Capacity*

Komp.	A	B	C	D
H ₂ O	92,05	-0,04	-2E-04	5E-07

Sumber : *Chemical Engineering Handbook*

Perhitungan Entalpi air

Komp.	Cp
H ₂ O	377,486

$$C_p = \hat{H}_{masuk} = 377,486 \text{ kJ/kmol}$$

$$H_{masuk} = \hat{H}_{masuk} \times \text{Mair pendingin}$$

2) Entalpi air pendingin keluar

$$T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,2 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$P_{ref} = 1 \text{ bar}$$

$$R = 8,314 \text{ kJ/kmol K}$$

$$T_{out} = 90 \text{ } ^\circ\text{C} = 363,2 \text{ } ^\circ\text{K}$$

menghitung H fase liquid menggunakan persamaan :

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 \text{ (kJ/kmol.K)}$$

Konstanta *Heat Capacity*

Komp.	A	B	C	D
H ₂ O	92,05	-0,04	-2E-04	5E-07

Perhitungan Entalpi air

Komp.	Cp
H ₂ O	4888,79

$$C_p = \hat{H}_{\text{keluar}} = 4888,79 \text{ kJ/kmol}$$

$$H_{\text{keluar}} = \hat{H}_{\text{keluar}} \times \text{Mair pendingin}$$

Kebutuhan air Pendingin

$$Q_{\text{serap}} = H_{\text{pendingin keluar}} - H_{\text{pendingin masuk}}$$

$$4301498,04 = 4888,787 \text{ n air pend} - 377,48638 \text{ n air pend}$$

$$4301498,04 = 4511,30108 \text{ n air pendingin}$$

$$\text{air pendingin} = 953,4938949 \text{ kmol}$$

$$= 17162,89011 \text{ kg}$$

$$Q \text{ yang diserap air pendingin} = H_{\text{keluar}} - H_{\text{masuk}}$$

$$= 4661429 - 359931$$

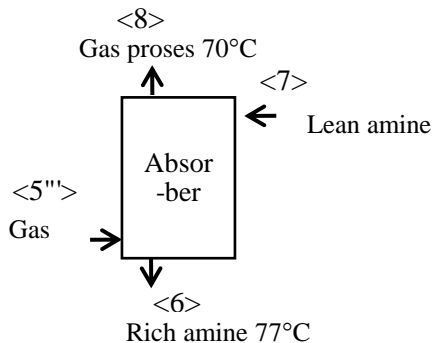
$$= 4301498,04 \text{ kJ}$$

13) Perhitungan Neraca Massa Absorber (D-310)

Fungsi : Menyerap gas CO₂ yang ada dalam gas proses

Kondisi Operasi : T = 38 °C

P = 17 bar



STREAM 7

$$T_{ref} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298,2 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

$$P_{ref} = 1 \text{ bar}$$

$$R = 8,314 \text{ kJ/kmol K}$$

$$T_7 = 130 \text{ }^{\circ}\text{C} = 403,2 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

$$P_7 = 17 \text{ bar}$$

$$\tau_7 = 1,352$$

menghitung H H₂O fase liquid menggunakan persamaan :

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 \text{ (kJ/kmol.K)}$$

Konstanta *Heat Capacity*

Komp.	A	B	C	D
H ₂ O	92,05	-4,00E-02	-2E-04	5,E-07
RNH ₂	23,111	1,23E+00	-0,003	3,07E-06

Perhitungan Enthalpy Stream 7

Komp.	n(kmol)	C _p .ΔT	H
H ₂ O	0,1656	7900,794	1308,14
RNH ₂	2,2444	21261,85	47720,2
TOTAL	2,41	29162,64	49028,4

STREAM 6

$$T_{ref} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298,2 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

$$P_{ref} = 1 \text{ bar}$$

$$R = 8,314 \text{ kJ/kmol K}$$

$$T_6 = 77 \text{ }^{\circ}\text{C} = 350,2 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

$$P_6 = 17 \text{ bar}$$

$$\tau_6 = 1,174$$

Menghitung enthalpy reaksi pada $T_{ref} = 25^{\circ}\text{C} = 298,15\text{ K}$

	$2\text{RNH}_2 + \text{CO}_2 \rightarrow \text{RNHCOONH}_3\text{R}$		
Mula	0,16557102	5,6374	0
Reaksi	0,16557102	5,3555	5,3555072
Produk	0	0,282	5,3555072

Komp.	Reaktan	Produk	$\Delta H_f 25^{\circ}\text{C}$	$\Delta H_f 25^{\circ}\text{C}$
	(kmol)	(kmol)	kJ/kmol	(kJ)
2RNH_2	0,1656		-210900	-34918,93
CO_2	5,3555	-	-393510	-2107446
$\text{RNHCOONH}_3\text{R}$	-	5,3555	-520500	-2787541
TOTAL			$\Delta H_r =$	-645176,9

menghitung $H_{\text{H}_2\text{O}}$ fase liquid menggunakan persamaan :

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 \quad (\text{kJ/kmol.K})$$

Konstanta *Heat Capacity*

Komp.	A	B	C	D
H_2O	92,05	-0,04	-2E-04	5,E-07
RNH_2	23,111	1,2283	-0,003	3,07E-06
CO_2	-338,956	5,2796	-0,023	4,E-05

Perhitungan Enthalpy Stream 6

Komp.	n(kmol)	$C_p \Delta T$	H
H_2O	349,29	3901,586	1362794
RNH_2	0,166	10286,99	1703,23
CO_2	0,282	14452,29	4073,65
TOTAL	349,7	28640,87	1368571

STREAM 8

Tref = 25 °C = 298,2 °K

Pref = 1 bar

R = 8,314 kJ/kmol K

T8 = 70 °C = 343,2 °K

P8 = 17 bar

τ8 = 1,151

Berikut ini merupakan formula *heat capacity campuran* :

$$C_p = \sum A_y + \sum \frac{B_y}{2} T_0 (\tau + 1) + \frac{\Delta C_y}{3} T_0^2 + \frac{\Delta D_y}{\tau} T_0^2$$

(Smith Van Ness, 2001)

Konstanta *Heat Capacity* Campuran

Komp.	n(kmol)	y	Ay	By	Cy	Dy
CH ₄	6,937	0,009819	0,01671	8,9E-05	-2E-08	0
C ₂ H ₆	0	0	0	0	0	0
C ₃ H ₈	0	0	0	0	0	0
i-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0	0	0
n-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0	0	0
i-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0	0	0
n-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0	0	0
C ₆ H ₁₄	0	0	0	0	0	0
CO ₂	0,282	0,000399	0,00218	5,6E-07	0	-32612
N ₂	3,962	0,005607	0,01839	3,3E-06	0	15847,1
H ₂ O	87,32	0,123589	0,49905	0,00043	0	1495,43
H ₂	451,9	0,639594	3,249	0,00042	0	5308,63
CO	156,1	0,220992	0,74607	0,00012	0	-685,07
TOTAL	706,56	1	4,5314	0,00107	-2,E-08	-10646

untuk menghitung enthalpi digunakan persamaan :

$$H = H^{\text{ig}} + H^{\text{R}} \quad (6.49) \text{ Smith Van Ness 6th ed}$$

Menghitung Cp

$$\frac{\langle Cp \rangle_H}{R} = \sum A + \frac{\sum B}{2} T_0(\tau+1) + \frac{\sum C}{3} T_0^2(\tau^2 + \tau + 1) + \frac{\sum D}{T_0^2}$$

$\downarrow \quad \downarrow \quad \downarrow \quad \downarrow$
 Suku 1 Suku 2 Suku 3 Suku 4

(4.8) Smith Van Ness 6th ed

Keterangan

Suku 1 = 4,5314

Suku 2 = 0,3421

Suku 3 = -0,002

Suku 4 = -0,104

$Cp^{\text{ig}} = 39,635 \text{ kJ/kmol.K}$

$H8^{\text{ig}} = m \times Cp^{\text{ig}} \times \Delta T$

= 1260207,32 kJ

Dasar-dasar Perhitungan untuk menghitung H^{R}

Berikut ini merupakan Perhitungan Tc dan Pc campuran

$$T_c = \sum_i y_i T_{ci}$$

$$P_c = \sum_i y_i P_{ci}$$

Data Tc,Pc untuk Stream 8

Komp.	y	Tc (K)	Pc (bar)	y. Tc (K)	y. Pc (bar)
CH ₄	0,0098186	425,2	37,97	4,1746687	0,3728119
C ₂ H ₆	0	460,4	33,81	0	0
C ₃ H ₈	0	469,7	33,69	0	0
i-C ₄ H ₁₀	0	507,4	30,12	0	0
n-C ₄ H ₁₀	0	304,2	73,82	0	0

i-C ₅ H ₁₂	0	126,1	33,94	0	0
n-C ₅ H ₁₂	0	647,1	220,55	0	0
C ₆ H ₁₄	0	33,18	13,13	0	0
CO ₂	0,0003989	132,9	34,99	0,0530261	0,0139586
N ₂	0,0056072	126,1	33,94	0,7070617	0,1903067
H ₂ O	0,1235893	647,1	220,55	79,978355	27,257624
H ₂	0,6395942	33,18	13,13	21,221736	8,397872
CO	0,2209918	132,9	34,99	29,37423	7,732503
TOTAL	1			135,50908	43,965076

Sumber : *Chemical Properties Handbook*

Mencari H^R menggunakan Redlich/Kwong Equation :

Equation of State RK

σ	ϵ	Ω	Ψ
1,00	0	0,087	0,4275

$$T_r = \frac{T}{T_c}, P_r = \frac{P}{P_c} \quad \beta = \Omega \frac{Pr}{Tr} \quad \alpha(Tr) = Tr^{-1/2}$$

(Smith Van Ness 3.50)

(Smith Van Ness T.3.1)

$$q = \Psi \frac{\alpha(Tr)}{\Omega Tr} \quad (\text{Smith Van Ness 3.51})$$

Tr	Pr	β	$\alpha(Tr)$	q
2,532	0,3867	0,013	0,6284	1,2244

$$Z = 1 + \beta - q\beta \frac{Z - \beta}{(Z + \epsilon\beta)(Z + \sigma\beta)} = 0,997$$

(3.49) Smith Vannes 6th Ed

$$I = \frac{1}{\sigma - \varepsilon} \ln \left[\frac{Z + \sigma \beta}{Z + \varepsilon \beta} \right] = 0,01318 \quad (6.62b) \text{ Smith Vannes 6th Ed}$$

$$\frac{H^R}{RT} = Z - 1 + \left[\frac{d \ln \alpha(Tr)}{d \ln Tr} - 1 \right] qI = -53955 \quad (6.64) \text{ Smith Vannes 6th Ed}$$

$$H8 = 1206252 \quad \text{kJ}$$

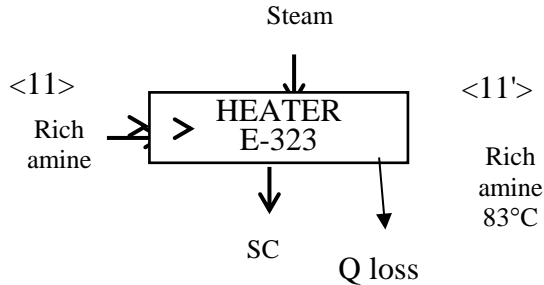
Neraca energi Absorber:

$$Q_{\text{supply}} + H5''' + H7 = H6 + H8 + \Delta H_{\text{rx}} + Q_{\text{loss}}$$

NERACA ENERGI ABSORBER (D-310)			
MASUK	kJ	KELUAR	kJ
H5'''	281350,442	H6	1368570,9
H7	49028,3819	H8	1206252,4
Qsupply	1519304,1	ΔHrx	-645176,9
		Qloss	75965,2
TOTAL	2,E+06	TOTAL	2,E+06

14) Perhitungan Neraca Panas Heater (E-323)

Fungsi : Sebagai pemanas rich amine sebelum masuk ke stripper



Neraca Energi : $H_6 + Q_{\text{supply}} = H_{6'} + Q_{\text{loss}}$

dimana $H_6 = H^9 + H^R$

$H_{6'} = H^9 + H^R$ (Smith Van Ness, 2001, Eq.6.41)

Ket : H_6 = Panas masuk

Q_{supply} = Panas yang dipasok dari steam

$H_{6'}$ = Panas keluar

Q_{loss} = Panas yang hilang

STREAM 6

$T_{\text{ref}} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,2 \text{ } ^\circ\text{K}$

$P_{\text{ref}} = 1 \text{ bar}$

$R = 8,314 \text{ kJ/kmol K}$

$T_6 = 77 \text{ } ^\circ\text{C} = 350,2 \text{ } ^\circ\text{K}$

$P_6 = 17 \text{ bar}$

$\tau_6 = 1,174$

STREAM 6'

$T_{\text{ref}} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,2 \text{ } ^\circ\text{K}$

$P_{\text{ref}} = 1 \text{ bar}$

$R = 8,314 \text{ kJ/kmol K}$

$$T_{11'} = 83 \text{ } ^\circ\text{C} = 356,2 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$P_{11'} = 1 \text{ bar}$$

$$\tau_{11'} = 1,195$$

menghitung H H₂O fase liquid menggunakan persamaan :

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 \text{ (kJ/kmol.K)}$$

Data A B C D sebelum dikali fraksi mol

Komp.	A	B	C	D
H ₂ O	92,05	-4,00E-02	-2E-04	5,E-07
RNH ₂	23,111	1,23E+00	-0,003	3,07E-06
CO ₂	-338,956	5,28E+00	-0,023	4,E-05

Perhitungan Enthalpy Stream 6'

Komp.	n(Kmol)	C _p .ΔT	H
H ₂ O	349,29	4351,282	1519869
RNH ₂	0,17	11503,94	1904,72
CO ₂	0,28	16645,75	4691,92
TOTAL	349,74	32500,97	1526466

$$Q_{\text{loss}} = 5\% \times Q_{\text{supply}} = 8310,263442$$

Neraca Energi :

$$H_6 + Q_{\text{supply}} = H_{6'} + Q_{\text{loss}}$$

$$1,4\text{E}+06 + Q_{\text{supply}} = 2\text{E}+06 + 5\% Q_{\text{supply}}$$

$$95\% Q_{\text{supply}} = 157895,0054$$

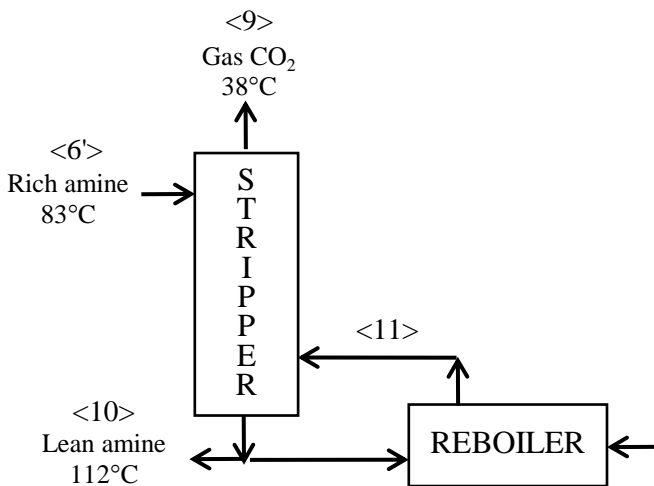
$$Q_{\text{supply}} = 166205,2688$$

NERACA ENERGI HEATER (E-323)			
MASUK	kJ	KELUAR	kJ
H6	1,4E+06	H6'	1526466
Q supp	166205,3	Q loss	8310,26
TOTAL	2,E+06	TOTAL	2,E+06

15) Perhitungan Neraca Panas Stripper (D-320)

Fungsi : Meregenerasi MEA

Kondisi Operasi : T = 83 °C
P = 1 bar



STREAM 6'

Tref = 25 °C = 298,2 °K

Pref = 1 bar

R = 8,314 kJ/kmol K

T6' = 83 °C = 356,2 °K

$$P6' = 1 \text{ bar}$$

$$\tau6' = 1,195$$

STREAM 10

$$T_{ref} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298,2 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

$$P_{ref} = 1 \text{ bar}$$

$$R = 8,314 \text{ kJ/kmol K}$$

$$T10 = 112 \text{ }^{\circ}\text{C} = 385,2 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

$$P10 = 1 \text{ bar}$$

$$\tau10 = 1,292$$

Data A B C D sebelum dikali fraksi mol

Komp.	A	B	C	D
CO ₂	-338,956	5,28E+00	-0,023	4,E-05
RNH ₂	23,111	1,23E+00	-0,003	3,07E-06

menghitung H H₂O, RNH₂ fase liquid menggunakan persamaan :

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 \text{ (kJ/kmol.K)}$$

Perhitungan Enthalpy Stream 14

Komp.	n(kmol)	C _p .ΔT	H
CO ₂	0,0005	29310,31	15,6972
RNH ₂	300,53	17475,63	5251949
TOTAL	300,53	46785,95	5251964

STREAM 9

$$T_{ref} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298,2 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

$$P_{ref} = 1 \text{ bar}$$

$$R = 8,314 \text{ kJ/kmol K}$$

$$T_9 = 38 \text{ } ^\circ\text{C} = 311,2 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$P_9 = 1 \text{ bar}$$

$$\tau_9 = 1,044$$

Dasar-dasar Perhitungan untuk menghitung Cp

Data Fraksi A B C D

Komp.	n(kmol)	y	Ay	By	Cy	Dy
CO ₂	5,354972	0,007921	0,04	1E-05	0	-916,42
H ₂ O	670,72	0,992079	4,01	0,003	0	12004,2
TOTAL	676,07	1	4,05	0,003	0	11087,7

Sumber : Smith Van Ness

untuk menghitung enthalpi digunakan persamaan :

$$H = H^{\text{ig}} + H^{\text{R}} \quad (6.49) \text{ Smith Van Ness 6th ed}$$

Menghitung Cp

$$\frac{\langle Cp \rangle_H}{R} = \underbrace{\sum A}_{\text{Suku 1}} + \underbrace{\frac{\sum B}{2}}_{\text{Suku 2}} T_0(\tau+1) + \underbrace{\frac{\sum C}{3}}_{\text{Suku 3}} T_0^2(\tau^2 + \tau + 1) + \underbrace{\frac{\sum D}{T_0^2}}_{\text{Suku 4}}$$

(4.8) Smith Van Ness 6th ed

Keterangan

$$\text{Suku 1} = 4,0492$$

$$\text{Suku 2} = 1,0522$$

$$\text{Suku 3} = 0$$

$$\text{Suku 4} = 0,11952$$

$$Cp^{\text{ig}}_{<9>} = 43,407 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$\begin{aligned} H^{\text{ig}}_{<9>} &= m \times Cp^{\text{ig}} \times \Delta T \\ &= 381499,5817 \text{ kJ} \end{aligned}$$

Dasar-dasar Perhitungan untuk menghitung H^R

Berikut ini merupakan Perhitungan T_c dan P_c campuran

$$T_c = \sum_i y_i T_{ci}$$

$$P_c = \sum_i y_i P_{ci}$$

Data T_c, P_c untuk Stream 9

Komp.	y	$T_c(K)$	$P_c(bar)$	$y.T_c(bar)$	$y.P_c(bar)$
H ₂ O	0,00792	647,1	33,81	5,12571	0,2678
CO ₂	0,99208	132,9	34,99	131,867	34,7129
TOTAL	1			136,993	34,9807

Sumber: Chemical Properties Handbook

Mencari H^R menggunakan Redlich/Kwong Equation :

Equation of State RK

σ	ϵ	Ω	ψ
1,00	0	0,087	0,4275

$$T_r = \frac{T}{T_c}, P_r = \frac{P}{P_c} \quad \beta = \Omega \frac{P_r}{T_r} \quad \alpha(T_r) = T_r^{1/2}$$

(Smith Van Ness 3.50)

(Smith Van Ness T.3.1)

$$q = \psi \frac{\alpha(T_r)}{\Omega T_r} \quad (\text{Smith Van Ness 3.51})$$

Tr	Pr	β	$\alpha(T_r)$	q
2,271	0,028587	0,001	0,66354	1,4414

$$Z = 1 + \beta - q\beta \frac{Z - \beta}{(Z + \epsilon\beta)(Z + \sigma\beta)} = 1$$

(3.49) Smith Vannes 6th Ed

$$I = \frac{1}{\sigma - \varepsilon} \ln \left[\frac{Z + \sigma \beta}{Z + \varepsilon \beta} \right] = 0,0010899 \quad (6.62b) \text{ Smith Vannes 6th Ed}$$

$$\frac{H^R}{RT} = Z - 1 + \left[\frac{d \ln \alpha(Tr)}{d \ln Tr} - 1 \right] qI \quad H^R = -4121,3 \text{ kJ} \quad (6.64) \text{ Smith Vannes 6th Ed}$$

$$H9 = 377378,253 \text{ kJ}$$

Menghitung panas latent

$$\begin{aligned} \text{Panas Latent} &= n \times \lambda \\ &= 377378 \times 25230 \quad (\text{sumber : Hougen, Chemical} \\ &= 9,52\text{E}+09 \text{ J} \quad \text{principle process}) \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} H9 &= \text{Panas sensibel} + \text{Panas latent} \\ &= 377378 + 9,521\text{E}+09 \\ &= 9521449561 \text{ J} \end{aligned}$$

Neraca Energi :

$$\begin{aligned} H6' + Q_{\text{reboiler}} &= H9 + H10 + Q_{\text{loss}} \\ 95\% Q_{\text{reboiler}} &= H9 + H10 - H6' \\ 95\% Q_{\text{reboiler}} &= 9,5\text{E}+09 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{reboiler}} &= \frac{9,53\text{E}+09}{95\%} \\ &= 1\text{E}+10 \text{ kJ} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{loss}} &= 5\% \times Q_{\text{reboiler}} \\ &= 5\% \times 1\text{E}+10 \end{aligned}$$

$$= 5E+08 \text{ kJ}$$

NERACA ENERGI STRIPPER (D-320)			
MASUK	kJ	KELUAR	kJ
H6'	1,5E+06	H9	9,5E+09
Qreboiler	1E+10	H10	5251964
		Qloss	5E+08
TOTAL	1,E+10	TOTAL	1,E+10

Kebutuhan Steam pada Reboiler

Steam yang digunakan (Smith, Van Ness 6th Ed, Table F1 page 666). Steam jenuh yang digunakan = 132 °C dan tekanan 2,867 bar, dari steam table smith vanes diperoleh :

$$\lambda = H_v - H_l$$

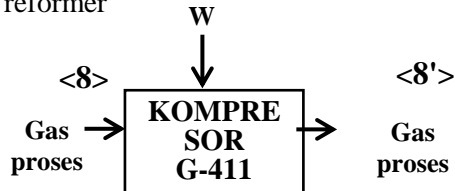
$$\begin{aligned} H_v &= 2722,6 \text{ kJ/kg} & H_l &= 554,8 \text{ kJ/kg} \\ &= 151,256 \text{ kJ/kmol} & &= 30,8222 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_{reboiler} &= n_{\text{air}} \times \lambda \\ 10026500062 &= n \times 120,43333 \\ n &= 83253529 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{massa air} &= n \times \text{BM} \\ &= 8E+07 \times 18 \\ &= 1E+09 \text{ kg} \end{aligned}$$

16) Perhitungan Neraca Panas Kompresor (G-411)

Fungsi : Untuk menaikkan tekanan gas proses dari absorber ke steam reformer



Neraca Energi : $H_8 + W = H_{8'}$

dimana $H_8 = H^9 + H^R$

$H_{8'} = H^9 + H^R$ (Smith Van Ness, 2001, Eq.6.41)

Ket : H_8 = Panas masuk

W = Usaha Kerja

$H_{8'}$ = Panas keluar

STREAM 8

$T_{ref} = 25\text{ }^{\circ}\text{C} = 298,2\text{ }^{\circ}\text{K}$

$P_{ref} = 1\text{ bar}$

$R = 8,314\text{ kJ/kmol K}$

$T_8 = 70\text{ }^{\circ}\text{C} = 343,2\text{ }^{\circ}\text{K}$

$P_8 = 17\text{ bar}$

$\tau_8 = 1,151$

$\eta = 75\%$

STREAM 8'

$T_{ref} = 25\text{ }^{\circ}\text{C} = 298,2\text{ }^{\circ}\text{K}$

$P_{ref} = 1\text{ bar}$

$R = 8,314\text{ kJ/kmol K}$

$P_{8'} = 50\text{ bar}$

Berikut ini merupakan formula *heat capacity campuran* :

$$C_p = \sum A_y + \sum \frac{B_y}{2} T_0 (\tau + 1) + \frac{\Delta C_y}{3} T_0^2 + \frac{\Delta D_y}{\tau} T_0^2$$

(Smith Van Ness, 2001)

Konstanta *Heat Capacity* Campuran

Komp.	n(kmol	y	Ay	By	Cy	Dy
CH ₄	6,937	0,009819	0,01671	8,9E-05	-2E-08	0
C ₂ H ₆	0	0	0	0	0	0
C ₃ H ₈	0	0	0	0	0	0
i-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0	0	0
n-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0	0	0
i-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0	0	0
n-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0	0	0
C ₆ H ₁₄	0	0	0	0	0	0
CO ₂	0,282	0,000399	0,00218	5,6E-07	0	-32612
N ₂	3,962	0,005607	0,01839	3,3E-06	0	15847,1
H ₂ O	87,32	0,123589	0,49905	0,00043	0	1495,43
H ₂	451,9	0,639594	3,249	0,00042	0	5308,63
CO	156,1	0,220992	0,74607	0,00012	0	-685,07
TOTAL	706,6	1	4,5314	0,00107	-2E-08	-10646

Dasar-Dasar Perhitungan untuk menghitung S

Berikut ini merupakan Perhitungan T_c dan P_c campuran

$$T_c = \sum_i y_i T_{ci}$$

$$P_c = \sum_i y_i P_{ci}$$

Data Tc,Pc untuk Stream 8'

Komp.	y	Tc (K)	Pc (bar)	y. Tc (K)	y. Pc (bar)
CH ₄	0,0098186	425,2	37,97	4,1746687	0,3728119
C ₂ H ₆	0	460,4	33,81	0	0
C ₃ H ₈	0	469,7	33,69	0	0
i-C ₄ H ₁₀	0	507,4	30,12	0	0
n-C ₄ H ₁₀	0	304,2	73,82	0	0
i-C ₅ H ₁₂	0	126,1	33,94	0	0
n-C ₅ H ₁₂	0	647,1	220,55	0	0
C ₆ H ₁₄	0	33,18	13,13	0	0
CO ₂	0,0003989	132,9	34,99	0,0530261	0,0139586
N ₂	0,0056072	126,1	33,94	0,7070617	0,1903067
H ₂ O	0,1235893	647,1	220,55	79,978355	27,257624
H ₂	0,6395942	33,18	13,13	21,221736	8,397872
CO	0,2209918	132,9	34,99	29,37423	7,732503
TOTAL	1			135,50908	43,965076

Sumber : *Chemical Properties Handbook*

Karena H8 sudah diketahui dari perhitungan sebelumnya, maka Pertama-tama, kompressor diasumsikan bekerja dengan efisiensi 100%. Hal ini berarti kompressor bekerja secara isentropis. Isentropis berarti $S_8 = S_8'$, yang juga berarti bahwa nilai $\Delta S = 0$

$$S = S^{ig} + S^R$$

$$S = S_o^{ig} + (Cp^{ig})_s \ln \frac{T}{T_0} - R \ln \frac{P}{P_0} + S^R \quad (6.52) \text{ Smith Vannes 6th ed}$$

Di mana : $S_o^{ig} = 0$

$$\frac{S^R}{R} = \ln(Z - \beta) + \frac{d \ln \alpha(Tr)}{d \ln Tr} qI = -140,92 \text{ kJ} \quad (6.65) \text{ Smith Vannes 6th ed}$$

$$\frac{(Cp^{ig})_s}{R} = A + \left[BT_0 + \left(CT_0^2 + \frac{D}{T_0^2} \right) \left(\frac{\tau+1}{2} \right) \right] \left(\frac{\tau-1}{\ln \tau} \right) = 39,6 \text{ kJ/kmol.K} \quad (5.17) \text{ Smith Vannes 6th ed}$$

$$\frac{S^{ig}}{R} = \frac{(Cp^{ig})_s}{R} \ln \frac{T}{T_0} - \ln \frac{P}{P_0} = -1528,4 \text{ kJ} \quad (5.18) \text{ Smith Vannes 6th ed}$$

$$S_{12} = -1669,3 \text{ kJ}$$

$$S_{12}' = -1669,3 \text{ kJ}$$

Dari nilai $S_{8'}$ yang sudah diketahui, maka nilai $T_{8'}$ dapat dicari menggunakan persamaan (6.65) dan (5.18) Smith Van Ness 6ed

Dari hasil perhitungan tersebut diperoleh nilai $T_{8'}$ sebesar

393,881 K Dengan diperoleh $T_{8'}$ maka dapat dihitung

$(H_{8'})_s$, dengan rumus yang sama untuk mencari $H_{8'}$

untuk menghitung enthalpi digunakan persamaan :

maka diperoleh $(H_{8'})_s$ sebesar :

$$(H_{8'})_s = 9500980 \text{ kJ}$$

$$(\Delta H)_s = (H_{8'})_s - \Delta H_8 = 6495867,2 \text{ kJ}$$

$$W_{\text{actual}} = (\Delta H)_s / \eta = 8661156,267 \text{ kJ}$$

Dari W_{actual} tersebut, maka dapat dicari nilai $H_{8'}$ dan $T_{8'}$

yang sebenarnya dengan ($\eta = 75\%$)

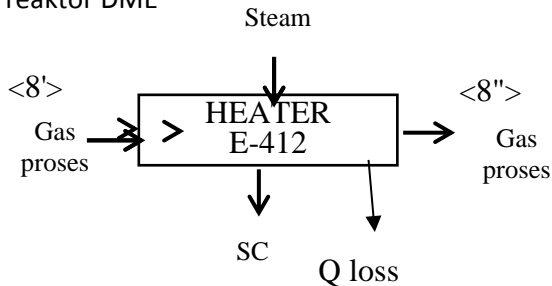
$$H_{8'} = 13521757,39 \text{ kJ}$$

$$T_{8'} = 364,9674715 \text{ K}$$

NERACA ENERGI KOMPRESOR (G-411)			
MASUK	kJ	KELUAR	kJ
H12	1206252,355	H12'	1,4E+07
W	12315505,04		
TOTAL	1,E+07	TOTAL	1,E+07

17) Perhitungan Neraca Panas Heater (E-412)

Fungsi : Sebagai pemanas gas proses sebelum masuk ke reaktor DME



Neraca Energi : $H_{8'} + Q_{\text{supply}} = H_{8''} + Q_{\text{loss}}$

dimana $H_4 = H^9 + H^R$

$H_{4'} = H^9 + H^R$ (Smith Van Ness, 2001, Eq.6.41)

ket : $H_{8'}$: Entalpi Feed masuk

Q_{supply} = Panas yang dipasok dari steam

$H_{8''}$: Entalpi aliran keluar

Q_{loss} = Panas yang hilang

STREAM 8'

$T_{\text{ref}} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,2 \text{ } ^\circ\text{K}$

$P_{\text{ref}} = 1 \text{ bar}$

$R = 8,314 \text{ kJ/kmol K}$

$T_{8'} = 70,26 \text{ } ^\circ\text{C} = 343,4 \text{ } ^\circ\text{K}$

$P_{8'} = 50 \text{ bar}$

$\tau_{8'} = 1,152$

STREAM 8"

$$T_{ref} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298,2 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

$$P_{ref} = 1 \text{ bar}$$

$$R = 8,314 \text{ kJ/kmol K}$$

$$T_{8''} = 260 \text{ }^{\circ}\text{C} = 533,2 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

$$P_{8''} = 50 \text{ bar}$$

$$\tau_{8''} = 1,788$$

Berikut ini merupakan formula *heat capacity campuran* :

$$C_p = \sum A_y + \sum \frac{B_y}{2} T_0 (\tau + 1) + \frac{\Delta C_y}{3} T_0^2 + \frac{\Delta D_y}{\tau} T_0^2$$

(Smith Van Ness, 2001)

Konstanta *Heat Capacity* Campuran

Komp.	n(kmol)	y	A _y	B _y	C _y	D _y
CH ₄	6,9374	0,009819	0,01671	8,9E-05	-2E-08	0
C ₂ H ₆	0	0	0	0	0	0
C ₃ H ₈	0	0	0	0	0	0
i-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0	0	0
n-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0	0	0
i-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0	0	0
n-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0	0	0
C ₆ H ₁₄	0	0	0	0	0	0
CO ₂	0,282	0,000399	0,00218	5,6E-07	0	-32612
N ₂	3,9618	0,005607	0,01839	3,3E-06	0	15847,1
H ₂ O	87,323	0,123589	0,49905	0,00043	0	1495,43
H ₂	451,91	0,639594	3,249	0,00042	0	5308,63
CO	156,14	0,220992	0,74607	0,00012	0	-685,07
TOTAL	706,56	1	4,5314	0,00107	-2E-08	-10646

untuk menghitung enthalpi digunakan persamaan :

$$H = H^{\text{ig}} + H^{\text{R}} \quad (6.49) \text{ Smith Van Ness 6th ed}$$

Menghitung Cp

$$\frac{\langle Cp \rangle_H}{R} = \sum A + \frac{\sum B}{2} T_0(\tau+1) + \frac{\sum C}{3} T_0^2(\tau^2 + \tau + 1) + \frac{\sum D}{T_0^2}$$

↓
Suku 1

↓
Suku 2

↓
Suku 3

↓
Suku 4

(4.8) Smith Van Ness 6th ed

Keterangan

Suku 1 = 4,5314

Suku 2 = 0,4435

Suku 3 = 2,7862

Suku 4 = -0,067

$Cp^{\text{ig}}_{<8">} = 63,969 \text{ kJ/kmol.K}$

$H^{\text{ig}}_{<8">} = m \times Cp^{\text{ig}} \times \Delta T$

= 10621455,41 kJ

Dasar-dasar Perhitungan untuk menghitung H^{R}

Berikut ini merupakan Perhitungan Tc dan Pc campuran

$$T_{pc} = \sum_i y_i T_{ci}$$

$$P_{pc} = \sum_i y_i P_{ci}$$

Data Tc,Pc untuk Stream 8'

Komp.	y	Tc (K)	Pc (bar)	y. Tc (K)	y. Pc (bar)
CH ₄	0,0098186	425,2	37,97	4,1746687	0,3728119
C ₂ H ₆	0	460,4	33,81	0	0
C ₃ H ₈	0	469,7	33,69	0	0

i-C ₄ H ₁₀	0	507,4	30,12	0	0
n-C ₄ H ₁₀	0	304,2	73,82	0	0
i-C ₅ H ₁₂	0	126,1	33,94	0	0
n-C ₅ H ₁₂	0	647,1	220,55	0	0
C ₆ H ₁₄	0	33,18	13,13	0	0
CO ₂	0,0003989	132,9	34,99	0,0530261	0,0139586
N ₂	0,0056072	126,1	33,94	0,7070617	0,1903067
H ₂ O	0,1235893	647,1	220,55	79,978355	27,257624
H ₂	0,6395942	33,18	13,13	21,221736	8,397872
CO	0,2209918	132,9	34,99	29,37423	7,732503
TOTAL	1			135,50908	43,965076

Sumber : *Chemical Properties Handbook*

Mencari H^R menggunakan Redlich/Kwong Equation :

Equation of State RK

σ	ϵ	Ω	ψ
1,00	0	0,087	0,4275

$$T_r = \frac{T}{T_c}, P_r = \frac{P}{P_c} \quad \beta = \Omega \frac{P_r}{T_r} \quad \alpha(T_r) = T_r^{-1/2}$$

(Smith Van Ness 3.50)

(Smith Van Ness T.3.1)

$$q = \psi \frac{\alpha(T_r)}{\Omega T_r} \quad (\text{Smith Van Ness 3.51})$$

Tr	Pr	β	$\alpha(T_r)$	q
3,934	1,14E+00	0,025	0,50415	0,6322

$$Z = 1 + \beta - q\beta \frac{Z - \beta}{(Z + \varepsilon\beta)(Z + \sigma\beta)} = 1,01$$

(3.49) Smith Vannes 6th Ed

$$I = \frac{1}{\sigma - \varepsilon} \ln \left[\frac{Z + \sigma\beta}{Z + \varepsilon\beta} \right] = 0,025 \quad (6.62b) \text{ Smith Vannes 6th Ed}$$

$$\frac{H^R}{RT} = Z - 1 + \left[\frac{d \ln \alpha(Tr)}{d \ln Tr} - 1 \right] qI \quad H^R = -73068 \text{ kJ} \quad (6.64) \text{ Smith Vannes 6th Ec}$$

$$H8'' = 10548387,31 \text{ kJ}$$

$$Q \text{ loss} = 5\% \times Q_{\text{supply}} = 491691$$

Neraca Energi :

$$H8' + Q_{\text{supply}} = H8'' + Q_{\text{loss}}$$

$$1,2E+06 + Q_{\text{supply}} = 1E+07 + 5\% Q_{\text{supply}}$$

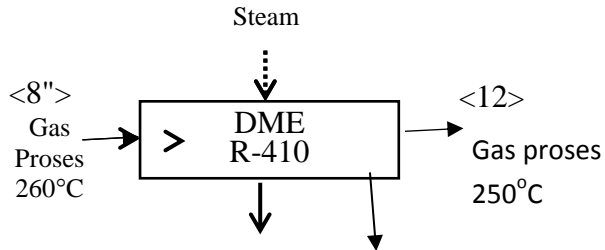
$$95\% Q_{\text{supply}} = 9342135$$

$$Q_{\text{supply}} = 9833826$$

NERACA ENERGI HEATER (E-412)			
MASUK	kJ	KELUAR	kJ
H8'	1,2E+06	H8''	1,1E+07
Q supp	9833826	Q loss	491691
TOTAL	1,E+07	TOTAL	1,E+07

18) Perhitungan Neraca Panas Reaktor DME (R-410)

Fungsi : untuk mensintesa syn gas menjadi dimethyl ether



STREAM 8"

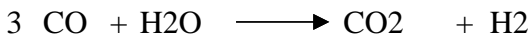
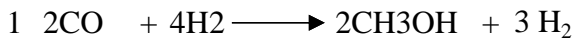
$T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,2 \text{ } ^\circ\text{K}$
 $P_{ref} = 1 \text{ bar}$
 $R = 8,314 \text{ kJ/kmol K}$
 $T_{8''} = 260 \text{ } ^\circ\text{C} = 533,2 \text{ } ^\circ\text{K}$
 $P_{8''} = 50 \text{ bar}$
 $\tau_{8''} = 1,788$

STREAM 12

$T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,2 \text{ } ^\circ\text{K}$
 $P_{ref} = 1 \text{ bar}$
 $R = 8,314 \text{ kJ/kmol K}$
 $T_{12} = 250 \text{ } ^\circ\text{C} = 523,2 \text{ } ^\circ\text{K}$
 $P_{12} = 50 \text{ bar}$
 $\tau_{12} = 1,755$

Reaksi yang terjadi DME reaktor adalah sebagai berikut :

* Reaksi utama :



Menghitung enthalpy reaksi pada Tref = 25 °C = 298,15 K

1. Pembentukan Methanol

	2CO	+	4H ₂	→	2CH ₃ OH	+	3H ₂
Mula	156,14		451,91		0		0
Reaksi	146,77		293,55		146,77		220,16
Produk	9,3686		158,36		146,77		220,16

Komp.	Reaktan	Produk	ΔH _f 25 °C	ΔH _f 25 °C
	(kmol)	(kmol)	(kJ/kmol)	(kJ)
2CO	146,77		-110540	-16224507
4H ₂	293,55	-	0	0
2CH ₃ OH	-	146,775	-201170	-29526724
3H ₂	-	220,162	0	0
TOTAL			ΔH _r =	-13302217

2. Pembentukan DME

	2CH ₃ OH	→	CH ₃ OCH ₃	+	2H ₂ O
Mula	146,775		0		0
Reaksi	145,307		72,6536		145,307
Produk	1,46775		72,6536		145,307

Komp.	Reaktan	Produk	ΔH _f 25 °C	ΔH _f 25 °C
	(kmol)	(kmol)	(kJ/kmol)	(kJ)
2CH ₃ OH	145,31	-	-201170	-29231457
CH ₃ OCH ₃	-	72,6536	-184050	-13371898
2H ₂ O	-	145,307	-240560	-34955109
TOTAL			ΔH _r =	7648246,4

3. Reaksi Samping (Water Gas Shift)

	CO + H ₂ O		→	CO ₂	+ H ₂
Mula	9,3686	159,98		158,4	0,282
Reaksi	8,8065	8,8065		8,806	8,806
Produk	0,5621	151,17		167,2	9,088

Komp.	Reaktan (kmol)	Produk (kmol)	ΔH _f 25 °C (kJ/kmol)	ΔH _f 25 °C (kJ)
2CO	8,8065		-110540	-973470,4
H ₂ O	8,806	-	-240560	-2118491
CO ₂	-	8,8065	-393510	-3465446
3H ₂	-	8,8065	0	0
TOTAL			ΔH _r =	-373483,6

$$\Delta H_{\text{reaksi}} = \Delta H^0_f \text{ produk} - \Delta H^0_f \text{ reaktan}$$

$$= -6027454 \text{ kJ}$$

Berikut ini merupakan formula *heat capacity campuran* :

$$C_p = \sum A_y + \sum \frac{B_y}{2} T_0 (\tau + 1) + \frac{\Delta C_y}{3} T_0^2 + \frac{\Delta D_y}{\tau} T_0^2$$

(Smith Van Ness, 2001)

Konstanta Heat Capacity Campuran

Komp.	n(kmol)	y	A _y	B _y	C _y	D _y
CH ₄	6,937	0,016797	0,01671	8,9E-05	-2E-08	0
C ₂ H ₆	0	0	0	0	0	0
C ₃ H ₈	0	0	0	0	0	0
i-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0	0	0
n-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0	0	0

i-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0	0	0
n-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0	0	0
C ₆ H ₁₄	0	0	0	0	0	0
CO ₂	9,088	0,022005	0,00218	5,6E-07	0	-32612
N ₂	3,96	0,009592	0,01839	3,3E-06	0	15847,1
H ₂ O	151,17	0,366022	0,49905	0,00043	0	1495,43
H ₂	167,17	0,404755	3,249	0,00042	0	5308,63
CO	0,5621	0,001361	0,00459	7,6E-07	0	-4,2192
CH ₃ OH	1,4677	0,003554	0,00786	4,3E-05	-1E-08	0
CH ₃ OCH ₃	72,65	0,175913	6,09856	0,01237	3E-05	-3E-08
TOTAL	413,01	1	9,89634	0,01335	3E-05	-9965,3

untuk menghitung enthalpi digunakan persamaan :

$$H = H^{\text{ig}} + H^{\text{R}} \quad (6.49) \text{ Smith Van Ness 6th ed}$$

Menghitung Cp

$$\frac{\langle Cp \rangle_H}{R} = \sum A + \frac{\sum B}{2} T_0(\tau+1) + \frac{\sum C}{3} T_0^2(\tau^2 + \tau + 1) + \frac{\sum D}{T_0^2}$$

$\downarrow \quad \downarrow \quad \downarrow \quad \downarrow$
 Suku 1 Suku 2 Suku 3 Suku 4

(4.8) Smith Van Ness 6th ed

Keterangan

Suku 1 = 9,8963

Suku 2 = 9,6219

Suku 3 = 10,913

Suku 4 = -0,021

$Cp^{\text{ig}}_{<12>} = 252,83 \text{ kJ/kmol.K}$

$H^{\text{ig}}_{<12>} = m \times Cp^{\text{ig}} \times \Delta T$

= 23494692,3 kJ

Dasar-dasar Perhitungan untuk menghitung H^R

Berikut ini merupakan Perhitungan T_c dan P_c campuran

$$T_c = \sum_i y_i T_{ci}$$

$$P_c = \sum_i y_i P_{ci}$$

Data T_c, P_c untuk Stream 12

Komp.	y	T_c (K)	P_c (bar)	y. T_c (K)	y. P_c (bar)
CH ₄	0,0167973	425,2	37,97	7,1418576	0,6377918
C ₂ H ₆	0	460,4	33,81	0	0
C ₃ H ₈	0	469,7	33,69	0	0
i-C ₄ H ₁₀	0	507,4	30,12	0	0
n-C ₄ H ₁₀	0	304,2	73,82	0	0
i-C ₅ H ₁₂	0	126,1	33,94	0	0
n-C ₅ H ₁₂	0	647,1	220,55	0	0
C ₆ H ₁₄	0	33,18	13,13	0	0
CO ₂	0,0220053	132,9	34,99	2,9249427	0,769965
N ₂	0,0095925	126,1	33,94	1,2096131	0,3255691
H ₂ O	0,3660221	647,1	220,55	236,86386	80,726167
H ₂	0,4047549	33,18	13,13	13,429767	5,3144317
CO	0,001361	132,9	34,99	0,1809082	0,0476225
CH ₃ OH	0,0035538	512,6	80,96	1,8216076	0,2877158
CH ₃ OCH ₃	0,1759132	400,1	53,7	70,382862	9,4465376
TOTAL	1			333,95542	97,5558

Sumber : *Chemical Properties Handbook*

Mencari H^R menggunakan Redlich/Kwong Equation :

Equation of State SRK

σ	ϵ	Ω	ψ
1,00	0	0,087	0,4275

$$T_r = \frac{T}{T_c}, P_r = \frac{P}{P_c} \quad \beta = \Omega \frac{Pr}{Tr} \quad \alpha(Tr) = Tr^{-1.2}$$

$$(Smith Van Ness 3.50) \quad (Smith Van Ness T.3.1)$$

$$q = \psi \frac{\alpha(Tr)}{\Omega Tr} \quad (Smith Van Ness 3.51)$$

Tr	Pr	β	α (Tr)	q
1,567	5,13E-01	0,028	0,79897	2,5165

$$Z = 1 + \beta - q\beta \frac{Z - \beta}{(Z + \varepsilon\beta)(Z + \sigma\beta)} = 0,958$$

(3.49) Smith Vannes 6th Ed

$$I = \frac{1}{\sigma - \varepsilon} \ln \left[\frac{Z + \sigma\beta}{Z + \varepsilon\beta} \right] = 0,02915 \quad (6.62b) \text{ Smith Vannes 6th Ed}$$

$$\frac{H^R}{RT} = Z - 1 + \left[\frac{d \ln \alpha(Tr)}{d \ln Tr} - 1 \right] qI \quad H^R = -197750 \text{ kJ} \quad (6.64) \text{ Smith Vannes 6th Ed}$$

$$H_{12} = 23296941,86 \text{ kJ}$$

$$Q_{\text{loss}} = 5\% \times Q_{\text{supply}} = 353742$$

Neraca Energi :

$$H^R + Q_{\text{supply}} = H_{12} + \Delta H_{\text{rx}} + Q_{\text{loss}}$$

$$1,1\text{E}+07 + Q_{\text{supply}} = 2\text{E}+07 + -6\text{E}+06 + 5\% Q_{\text{supply}}$$

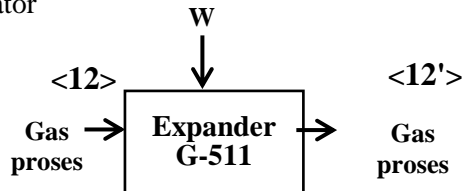
$$95\% Q_{\text{supply}} = 6,7\text{E}+06$$

$$Q_{\text{supply}} = 7074842$$

NERACA ENERGI REAKTOR DME (R-410)			
MASUK	kJ	KELUAR	kJ
H8"	1E+07	H12	23296942
Q supp	7E+06	ΔH_{rx}	-6027454
		Q loss	353742,12
TOTAL	2,E+07	TOTAL	2,E+07

19) Perhitungan Neraca Panas Expander (G-511)

Fungsi : Untuk menurunkan tekanan gas proses dari absorber ke separator



Neraca Energi : $H_{12} + W = H_{12}'$

dimana $H_{12} = H'^9 + H^R$

$H_{12}' = H'^9 + H^R$ (Smith Van Ness, 2001, Eq.6.41)

Ket : H_{12} = Panas masuk

W = Usaha Kerja

H_{12}' = Panas keluar

STREAM 12

$T_{ref} = 25\text{ }^{\circ}\text{C} = 298,2\text{ }^{\circ}\text{K}$

$P_{ref} = 1\text{ bar}$

$R = 8,314 \text{ kJ/kmol K}$
 $T_{12} = 250 \text{ }^{\circ}\text{C} = 523,2 \text{ }^{\circ}\text{K}$
 $P_{12} = 50 \text{ bar}$
 $\tau_{12} = 1,755$
 $\eta = 75\%$

STREAM 12'

$T_{ref} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298,2 \text{ }^{\circ}\text{K}$
 $P_{ref} = 1 \text{ bar}$
 $R = 8,314 \text{ kJ/mol K}$
 $P_{12'} = 40 \text{ bar}$

Berikut ini merupakan formula *heat capacity campuran* :

$$C_p = \sum A_y + \sum \frac{B_y}{2} T_0 (\tau + 1) + \frac{\Delta C_y}{3} T_0^2 + \frac{\Delta D_y}{\tau} T_0^2$$

(Smith Van Ness, 2001)

Konstanta *Heat Capacity* Campuran

Komp.	n(kmol)	y	A _y	B _y	C _y	D _y
CH ₄	6,937	0,016797	0,01671	8,9E-05	-2E-08	0,E+00
C ₂ H ₆	0	0	0	0	0	0
C ₃ H ₈	0	0	0	0	0	0
i-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0	0	0
n-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0	0	0
i-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0	0	0
n-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0	0	0
C ₆ H ₁₄	0	0	0	0	0	0
CO ₂	9,088	0,022005	0,00218	5,6E-07	0	-3,E+04
N ₂	3,9618	0,009592	0,01839	3,3E-06	0	2,E+04
H ₂ O	151,17	0,366022	0,49905	0,00043	0	1,E+03

H ₂	167,17	0,404755	3,249	0,00042	0	5,E+03
CO	0,5621	0,001361	0,00459	7,6E-07	0	-4,E+00
CH ₃ OH	1,4677	0,003554	0,00786	4,3E-05	-1E-08	0,E+00
CH ₃ OCH ₃	72,654	0,175913	6,09856	0,01237	3E-05	-3,E-08
TOTAL	413,01	1	9,89634	0,01335	3E-05	-1,E+04

Dasar-dasar Perhitungan untuk menghitung H^R

Berikut ini merupakan Perhitungan Tc dan Pc campuran

$$T_c = \sum_i y_i T_{ci}$$

$$P_c = \sum_i y_i P_{ci}$$

Data Tc,Pc untuk Stream 12 dan 12'

Komp.	y	Tc (K)	Pc (bar)	y. Tc (K)	y. Pc (bar)
CH ₄	0,0167973	425,2	37,97	7,1418576	0,6377918
C ₂ H ₆	0	460,4	33,81	0	0
C ₃ H ₈	0	469,7	33,69	0	0
i-C ₄ H ₁₀	0	507,4	30,12	0	0
n-C ₄ H ₁₀	0	304,2	73,82	0	0
i-C ₅ H ₁₂	0	126,1	33,94	0	0
n-C ₅ H ₁₂	0	647,1	220,55	0	0
C ₆ H ₁₄	0	33,18	13,13	0	0
CO ₂	0,0220053	132,9	34,99	2,9249427	0,769965
N ₂	0,0095925	126,1	33,94	1,2096131	0,3255691
H ₂ O	0,3660221	647,1	220,55	236,86386	80,726167
H ₂	0,4047549	33,18	13,13	13,429767	5,3144317
CO	0,001361	132,9	34,99	0,1809082	0,0476225
CH ₃ OH	0,0035538	512,6	80,96	1,8216076	0,2877158
CH ₃ OCH ₃	0,1759132	400,1	53,7	70,382862	9,4465376

TOTAL	1			333,95542	97,5558
--------------	----------	--	--	-----------	---------

Sumber : *Chemical Properties Handbook*

Karena H12 sudah diketahui dari perhitungan sebelumnya, maka Pertama-tama, expander diasumsikan bekerja dengan efisiensi 100%. Hal ini berarti expander bekerja secara isentropis. Isentropis berarti $S_{12} = S_{12}'$, yang juga berarti bahwa nilai $\Delta S = 0$

$$S = S^{ig} + S^R$$

$$S = S_o^{ig} + (Cp^{ig})_s \ln \frac{T}{T_0} - R \ln \frac{P}{P_0} + S^R \quad (6.52) \text{ Smith Vannes 6th ed}$$

Di mana : $S_o^{ig} = 0$

$$\frac{S^R}{R} = \ln(Z - \beta) + \frac{d \ln \alpha(T_r)}{d \ln T_r} qI = -224,83 \text{ kJ} \quad (6.65) \text{ Smith Vannes 6th ed}$$

$$\frac{(Cp^{ig})_s}{R} = A + \left[BT_0 + \left(CT_0^2 + \frac{D}{T_0^2} \right) \left(\frac{\tau + 1}{2} \right) \right] \left(\frac{\tau - 1}{\ln \tau} \right) = 165,8 \text{ kJ/kmol.K} \quad (5.17) \text{ Smith Vannes 6th ed}$$

$$\frac{S^{ig}}{R} = \frac{(Cp^{ig})_s}{R} \ln \frac{T}{T_0} - \ln \frac{P}{P_0} = 25076 \text{ kJ} \quad (5.18) \text{ Smith Vannes 6th ed}$$

$$S_1 = 24851 \text{ kJ}$$

$$S_1 = 24851 \text{ kJ}$$

Dari nilai S_{12} yang sudah diketahui, maka nilai T_{12} dapat dicari menggunakan persamaan (6.65) dan (5.18) Smith Van Ness 6ed

Dari hasil perhitungan tersebut diperoleh nilai T_{12}' sebesar

518,5503 K Dengan diperoleh T12' maka dapat dihitung (H12')s, dengan rumus yang sama untuk mencari H12 maka diperoleh (H12')s sebesar :

$$(H12')_s = 15133950 \text{ kJ}$$

$$(\Delta H)_s = (H12')_s - \Delta H12 = -8162991,73 \text{ kJ}$$

$$W_{\text{actual}} = (\Delta H)_s / \eta = -10883989 \text{ kJ}$$

Dari W_{actual} tersebut, maka dapat dicari nilai H12 dan T12' yang sebenarnya dengan ($\eta = 75\%$)

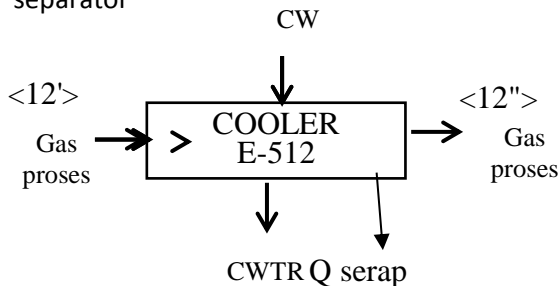
$$H12' = 8784956,556 \text{ kJ}$$

$$T12' = 485,5445346 \text{ K}$$

NERACA ENERGI EXPANDER (G-511)			
MASUK	kJ	KELUAR	kJ
H12	23296941,86	H12'	8784957
W	-1,5E+07		
TOTAL	9,E+06	TOTAL	9,E+06

20) Perhitungan Neraca Panas Cooler (E-512)

Fungsi : Sebagai pendingin gas proses sebelum masuk ke separator



STREAM 12'

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298,2 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

$P_{ref} = 1 \text{ bar}$
 $R = 8,314 \text{ kJ/kmol K}$
 $T_{12'} = 212,4 \text{ }^{\circ}\text{C} = 485,5 \text{ }^{\circ}\text{K}$
 $P_{12'} = 40 \text{ bar}$
 $\tau_{12'} = 1,629$

STREAM 12"

$T_{ref} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298,2 \text{ }^{\circ}\text{K}$
 $P_{ref} = 1 \text{ bar}$
 $R = 8,314 \text{ kJ/kmol K}$
 $T_{12''} = 35 \text{ }^{\circ}\text{C} = 308,2 \text{ }^{\circ}\text{K}$
 $P_{12''} = 40 \text{ bar}$
 $\tau_{12''} = 1,034$

Berikut ini merupakan formula *heat capacity campuran* :

$$C_p = \sum A_y + \sum \frac{B_y}{2} T_0 (\tau + 1) + \frac{\Delta C_y}{3} T_0^2 + \frac{\Delta D_y}{\tau} T_0^3$$

(Smith Van Ness, 2001)

Konstanta Heat Capacity Campuran

Komp.	n(kmol)	y	A _y	B _y	C _y	D _y
CH ₄	6,937	0,016797	0,02859	0,00015	-4E-08	0
C ₂ H ₆	0	0	0	0	0	0
C ₃ H ₈	0	0	0	0	0	0
i-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0	0	0
n-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0	0	0
i-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0	0	0
n-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0	0	0
C ₆ H ₁₄	0	0	0	0	0	0
CO ₂	9,088	0,022005	0,12008	3,1E-05	0	-2546
N ₂	3,962	0,009592	0,03146	5,7E-06	0	38,37

H ₂ O	151,2	0,366022	1,478	0,00127	0	4428,87
H ₂	167,2	0,404755	1,31505	0,07054	0	3359,47
CO	0,562	0,001361	0,00459	0,00031	0	-4,2192
CH ₃ OH	1,468	0,003554	0,00786	4,3E-05	-1E-08	0
CH ₃ OCH ₃	72,65	0,175913	6,09856	0,01237	3E-05	-3E-08
TOTAL	413	1	9,89634	0,01335	3E-05	-9965,3

untuk menghitung enthalpi digunakan persamaan :

$$H = H^{\text{ig}} + H^{\text{R}} \quad (6.49) \text{ Smith Van Ness 6th ed}$$

Menghitung Cp

$$\frac{\langle Cp \rangle_H}{R} = \underbrace{\sum A}_{\text{Suku 1}} + \underbrace{\frac{\sum B}{2} T_0(\tau+1)}_{\text{Suku 2}} + \underbrace{\frac{\sum C}{3} T_0^2(\tau^2+\tau+1)}_{\text{Suku 3}} + \underbrace{\frac{\sum D}{T_0^2}}_{\text{Suku 4}}$$

(4.8) Smith Van Ness 6th ed

Keterangan

$$\text{Suku 1} = 9,8963$$

$$\text{Suku 2} = 4,0481$$

$$\text{Suku 3} = 0$$

$$\text{Suku 4} = -0,004$$

$$Cp^{\text{ig}}_{<12">} = 115,9 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$H^{\text{ig}}_{<12">} = m \times Cp^{\text{ig}} \times \Delta T$$

$$= 478674,3141 \text{ kJ}$$

Dasar-dasar Perhitungan untuk menghitung H^R

Berikut ini merupakan Perhitungan Tc dan Pc campuran

$$T_c = \sum_i y_i T_{ci}$$

$$P_c = \sum_i y_i P_{ci}$$

Data Tc,Pc untuk Stream 12"

Komp.	y	Tc (K)	Pc (bar)	y. Tc (K)	y. Pc (bar)
CH ₄	0,0167973	425,2	37,97	7,1418576	0,6377918
C ₂ H ₆	0	460,4	33,81	0	0
C ₃ H ₈	0	469,7	33,69	0	0
i-C ₄ H ₁₀	0	507,4	30,12	0	0
n-C ₄ H ₁₀	0	304,2	73,82	0	0
i-C ₅ H ₁₂	0	126,1	33,94	0	0
n-C ₅ H ₁₂	0	647,1	220,55	0	0
C ₆ H ₁₄	0	33,18	13,13	0	0
CO ₂	0,0220053	132,9	34,99	2,9249427	0,769965
N ₂	0,0095925	126,1	33,94	1,2096131	0,3255691
H ₂ O	0,3660221	647,1	220,55	236,86386	80,726167
H ₂	0,4047549	33,18	13,13	13,429767	5,3144317
CO	0,001361	132,9	34,99	0,1809082	0,0476225
CH ₃ OH	0,0035538	512,6	80,96	1,8216076	0,2877158
CH ₃ OCH ₃	0,1759132	400,1	53,7	70,382862	9,4465376
TOTAL	1			333,95542	97,5558

Mencari H^R menggunakan Redlich/Kwong Equation :

Equation of State RK

σ	ε	Ω	ψ
1,00	0	0,087	0,4275

$$T_r = \frac{T}{T_c}, P_r = \frac{P}{P_c} \quad \beta = \Omega \frac{Pr}{Tr} \quad a(Tr) = Tr^{-1/2}$$

(Smith Van Ness 3.50)

(Smith Van Ness T.3.1)

$$q = \psi \frac{\alpha (Tr)}{\Omega Tr} \quad (\text{Smith Van Ness 3.51})$$

Tr	Pr	β	$\alpha (Tr)$	q
0,923	4,10E-01	0,038	1,04103	5,5666

$$Z = 1 + \beta - q\beta \frac{Z - \beta}{(Z + \varepsilon\beta)(Z + \sigma\beta)} = 0,793$$

(3.49) Smith Vannes 6th Ed

$$I = \frac{1}{\sigma - \varepsilon} \ln \left[\frac{Z + \sigma\beta}{Z + \varepsilon\beta} \right] = 0,03778 \quad (6.62b) \text{ Smith Vannes 6th Ed}$$

$$\frac{H^R}{RT} = Z - 1 + \left[\frac{d \ln \alpha(Tr)}{d \ln Tr} - 1 \right] qI \quad H^R = -333780 \text{ kJ} \quad (6.64) \text{ Smith Vannes 6th Ed}$$

$$H_{12}'' = 144894,3137 \text{ kJ}$$

Neraca Energi :

$$H_{12}' = H_{12}'' + Q_{\text{serap}}$$

$$8,8E+06 = 144894 + Q_{\text{serap}}$$

$$Q_{\text{serap}} = 8,6E+06$$

NERACA ENERGI COOLER (E-512)			
MASUK	kJ	KELUAR	kJ
H12'	8784957	H12''	144894,31
		Q serap	8,6E+06
TOTAL	8784957	TOTAL	9,E+06

Kebutuhan air pendingin

1) Entalpi air pendingin masuk

$$T_{ref} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298,2 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

$$P_{ref} = 1 \text{ bar}$$

$$R = 8,314 \text{ kJ/kmol K}$$

$$T_{in} = 30 \text{ }^{\circ}\text{C} = 303,2 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

menghitung H fase liquid menggunakan persamaan :

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 \text{ (kJ/kmol.K)}$$

Konstanta *Heat Capacity*

Komp.	A	B	C	D
H ₂ O	92,05	-0,04	-2E-04	5E-07

Perhitungan Entalpi air

Komp.	Cp
H ₂ O	377,486

$$C_p = \hat{H}_{masuk} = 377,486 \text{ kJ/kmol}$$

$$H_{masuk} = \hat{H}_{masuk} \times M_{air \text{ pendingin}}$$

2) Entalpi air pendingin keluar

$$T_{ref} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298,2 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

$$P_{ref} = 1 \text{ bar}$$

$$R = 8,314 \text{ kJ/kmol K}$$

$$T_{out} = 90 \text{ }^{\circ}\text{C} = 363,2 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

menghitung H fase liquid menggunakan persamaan :

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 \quad (\text{kJ/kmol.K})$$

Konstanta *HeatCapacity*

Komp.	A	B	C	D
H ₂ O	92,05	-0,04	-2E-04	5E-07

Perhitungan Entalpi air

Komp.	Cp
H ₂ O	4888,79

$$C_p = \hat{H}_{\text{keluar}} = 4888,79 \text{ kJ/kmol}$$

$$H_{\text{keluar}} = \hat{H}_{\text{keluar}} \times \text{Mair pendingin}$$

Kebutuhan air Pendingin

$$Q_{\text{serap}} = H_{\text{pendingin keluar}} - H_{\text{pendingin masuk}}$$

$$8,6\text{E}+06 = 4888,787 \text{ n air pend} - 377,48638 \text{ n air pend}$$

$$8,6\text{E}+06 = 4511,30108 \text{ n air pendingin}$$

$$\text{air pendingin} = 1915,204082 \text{ kmol}$$

$$= 34473,67348 \text{ kg}$$

$$Q \text{ yang diserap air pendingin} = H_{\text{keluar}} - H_{\text{masuk}}$$

$$= 9363025,7 - 722963,5$$

$$= 8640062,24 \text{ kJ}$$

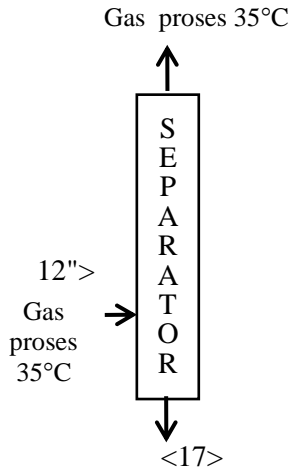
21) Perhitungan Neraca Panas Separator (H-510)

Fungsi : Sebagai pemisah fase liquid dengan gas

Kondisi Operasi : T = 35 °C

P = 40 bar

<14>



STREAM 12"

liquid 35°C

$$T_{ref} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298,2 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

$$P_{ref} = 1 \text{ bar}$$

$$R = 8,314 \text{ kJ/kmol K}$$

$$T_{12''} = 35 \text{ }^{\circ}\text{C} = 308,2 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

$$P_{12''} = 40 \text{ bar}$$

$$\tau_{12''} = 1,034$$

STREAM 13 (FASE GAS)

$$T_{ref} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298,2 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

$$P_{ref} = 1 \text{ bar}$$

$$R = 8,314 \text{ kJ/kmol K}$$

$$T_{13} = 35 \text{ }^{\circ}\text{C} = 308,2 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

$$P_{13} = 40 \text{ bar}$$

$$\tau_{13} = 1,034$$

Perhitungan panas pada Top

Berikut ini merupakan formula *heat capacity campuran* :

$$C_p = \sum A_y + \sum \frac{B_y}{2} T_0 (\tau + 1) + \frac{\Delta C_y}{3} T_0^2 + \frac{\Delta D_y}{\tau} T_0^2$$

(Smith Van Ness, 2001)

Konstanta *Heat Capacity* Campuran

Komp.	n(kmol)	y	A _y	B _y	C _y	D _y
CH ₄	6,93	0,035059	0,0597	0,00032	-7,59E-08	0
CO ₂	8,10	0,040979	0,2236	5,8E-05	0,00E+00	-4741,3
N ₂	3,96	0,020031	0,0657	1,2E-05	0,00E+00	80,1241
H ₂ O	0,19	0,00097	0,0039	3,4E-06	0,00E+00	11,7429
CO	0,56	0,002842	0,0092	1,2E-06	0	23,5847
H ₂	167,07	0,845097	2,853	0,00047	0	-2619,8
CH ₃ OH	0,01	4,62E-05	0,0001	5,6E-07	-2E-10	0
CH ₃ OCH ₃	10,87	0,054976	1,9059	0,00386	9,1E-06	-3E-08
TOTAL	197,69	1	5,121	0,00473	9,01E-06	-7,E+03

untuk menghitung enthalpi digunakan persamaan :

$$H = H^{\text{ig}} + H^{\text{R}} \quad (6.49) \text{ Smith Van Ness 6th ed}$$

Menghitung C_p

$$\frac{\langle C_p \rangle_H}{R} = \sum A + \frac{\sum B}{2} T_0 (\tau + 1) + \frac{\sum C}{3} T_0^2 (\tau^2 + \tau + 1) + \frac{\sum D}{T_0^2}$$

$\downarrow \quad \downarrow \quad \downarrow \quad \downarrow$
 Suku 1 Suku 2 Suku 3 Suku 4

(4.8) Smith Van Ness 6th ed

Keterangan

Suku 1 = 5,1212

Suku 2 = 1,4333

$$\begin{aligned}
 \text{Suku 3} &= 0 \\
 \text{Suku 4} &= -0,079 \\
 C_p^{\text{ig}} <13> &= 53,839 \text{ kJ/kmol.K} \\
 H^{\text{ig}} <13> &= m \times C_p^{\text{ig}} \times \Delta T \\
 &= 3279792,537 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Dasar-dasar Perhitungan untuk menghitung H^R

Berikut ini merupakan Perhitungan T_c dan P_c campuran

$$\begin{aligned}
 T_c &= \sum_i y_i T_{ci} \\
 P_c &= \sum_i y_i P_{ci}
 \end{aligned}$$

Data T_c, P_c untuk Stream 13

Komp.	y	T_c (K)	P_c (bar)	y. T_c (K)	y. P_c (bar)
CH ₄	0,0350588	425,2	37,97	14,906299	1,3311825
CO ₂	0,0409788	33,18	13,13	1,3596782	0,5380523
N ₂	0,020031	132,9	34,99	2,662523	0,7008853
H ₂ O	0,0009705	126,1	33,94	0,1223789	0,0329385
H ₂	0,0028415	647,1	220,55	1,8388385	0,6266992
CO	0,8450969	33,18	13,13	28,040314	11,096122
CH ₃ OH	4,62E-05	132,9	34,99	0,0061409	0,0016165
CH ₃ OCH ₃	0,0549762	512,6	80,96	28,179725	4,4508769
TOTAL	1			77,115897	18,778373

Mencari H^R menggunakan Redlich/Kwong Equation :

Equation of State RK

σ	ϵ	Ω	ψ
1,00	0	0,087	0,4275

$$T_r = \frac{T}{T_c}, P_r = \frac{P}{P_c} \quad \beta = \Omega \frac{P_r}{T_r} \quad \alpha(T_r) = T_r^{-1,2}$$

(Smith Van Ness 3.50) (Smith Van Ness T.3.1)

$$q = \psi \frac{\alpha(T_r)}{\Omega T_r} \quad (\text{Smith Van Ness 3.51})$$

Tr	Pr	β	α (Tr)	q
3,996	2,13011	0,046	0,50025	0,6177

$$Z = 1 + \beta - q\beta \frac{Z - \beta}{(Z + \varepsilon\beta)(Z + \sigma\beta)} = 1,02$$

(3.49) Smith Vannes 6th Ed

$$I = \frac{1}{\sigma - \varepsilon} \ln \left[\frac{Z + \sigma\beta}{Z + \varepsilon\beta} \right] = 0,04427 \quad (6.62b) \text{ Smith Vannes 6th Ed}$$

$$\frac{H^R}{RT} = Z - 1 + \left[\frac{d \ln \alpha(T_r)}{d \ln T_r} - 1 \right] q I \quad H^R = -6821,8 \text{ kJ} \quad (6.64) \text{ Smith Vannes 6th Ed}$$

$$H_{13} = 3272970,8 \text{ kJ}$$

STREAM 14 (FASE LIQUID)

$$T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,2 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$P_{ref} = 1 \text{ bar}$$

$$R = 8,314 \text{ kJ/kmol K}$$

$$T_{14} = 35 \text{ } ^\circ\text{C} = 308,2 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$P_{14} = 40 \text{ bar}$$

$$\tau_{14} = 1,034$$

Perhitungan panas sensibel pada Bottom
menghitung H fase liquid
menggunakan persamaan :

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 \quad (\text{kJ/kmol.K})$$

Konstanta *Heat Capacity* dan Entalpi Liquid

Komp.	A	B	C	D	n (kmol)	Cp.ΔT	H
CH ₄	-0,02	1,1982	-0,01	3,17E-05	0,007	3384	22,21
CO ₂	-339	5,2796	-0,023	4,E-05	0,987	2250	2221
N ₂	76,45	-0,355	-0,003	5,01E-05	0,002	11184	20,21
H ₂ O	92,053	-0,04	-2E-04	5,3E-07	151	28200	4E+06
H ₂	50,607	-6,1136	0,3093	0,00415	0,098	1E+06	139756
CO	-19,31	2,5072	-0,029	1,27E-04	4E-04	16298	6,0213
CH ₃ OH	40,152	0,31046	-0,001	1,46E-06	1,459	803,7	1172,2
CH ₃ OCH ₃	48,074	0,56225	-0,002	4,46E-06	61,79	1230	76025
TOTAL							4E+06

Sumber : Chemical Properties Handbook

Perhitungan panas laten pada bottom
Menghitung panas laten dengan rumus :

$$\lambda = C1 (1-Tr)^{C2+C3Tr+C4Tr}$$

Pada bottom digunakan Heat of Condensation dimana
nilai Heat Condensation adalah -(Heat of Vaporization)

Konstanta *Heat of Vaporization*

Komp.	C1	C2	C3	C4	T	Tc
CH ₄	1E+07	0,26087	-0,1469	2,22E-01	308,2	190,58
CO ₂	2E+07	0,382	-0,4339	4,22E-01	308,2	304,19

N ₂	7E+06	0,40406	-0,317	0,27343	308,2	126,1
H ₂ O	5E+07	0,3199	-0,212	0,25795	308,2	647,13
H ₂	1E+06	0,698	-1,817	1,447	308,2	33,18
CO	9E+06	0,4921	-0,326	2,23E-01	308,2	132,92
CH ₃ OH	5E+07	0,33594	0	0	308,2	512,58
CH ₃ OCH ₃	3E+07	0,3505	48,074	5,62E-01	308,2	400,1

Sumber : Perrys Chemical Engineers Handbook 8th ed dan
Chemical Properties Handbook

Perhitungan Entalpi Heat of Condensation

Komp.	Tr	λ (kJ/kmol)	H (kJ)
CH ₄	1,61691	-	
CO ₂	1,01302	-	
N ₂	2,4437	-	
H ₂ O	0,47618	41731,87027	6300608
H ₂	9,28722	-	-
CO	2,31831	-	-
CH ₃ OH	0,60117	37047,32118	54037,835
CH ₃ OCH ₃	0,77018	2,14095E-20	1,323E-18
TOTAL			6354645,8

Sehingga, H_{14} = panas sensibel + panas laten
 $= 4476820,899 + -6354646$
 $= -1877824,9 \text{ kJ}$

Neraca Energi :

$$H_{12}'' + Q_{\text{supply}} = H_{13} + H_{14} + Q_{\text{loss}}$$

$$1, \text{E}+05 + Q_{\text{supply}} = 3 \text{E}+06 + -2 \text{E}+06 + 5\% Q_{\text{supply}}$$

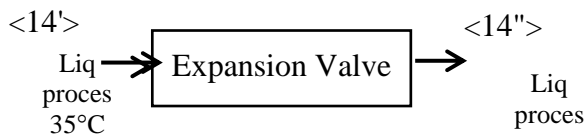
$$95\% Q_{\text{supply}} = 1250251,54$$

$$Q_{\text{supply}} = 1316054,252$$

NERACA ENERGI SEPARATOR (H-510)			
MASUK	kJ	KELUAR	kJ
H12"	144894	H13	3272970,8
		H14	-1877825
Q supp	1E+06	Q loss	65802,713
TOTAL	1,E+06	TOTAL	1,E+06

22) Perhitungan Neraca Panas Expansion Valve

Fungsi : Untuk menurunkan tekanan liquid dari separator ke disti



Neraca Energi : $H_{14'} = H14'$

dimana $H14'$ = Entalpi feed masuk

$H14''$ = Entalpi aliran keluar

STREAM 14

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,2 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$P_{\text{ref}} = 1 \text{ bar}$$

$$R = 8,314 \text{ kJ/kmol K}$$

$$T14 = 35 \text{ } ^\circ\text{C} = 308,2 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$P14 = 40 \text{ bar}$$

$$\tau_{14} = 1,034$$

Expansion valve bekerja pada entalpi konstan, sehingga entalpi masuk sama dengan entalpi keluar. Perhitungan dengan τ_{14} suhu keluar arus 14', sehingga diperoleh entalpi yang sama

dengan entalpi masuk. Dari hasil goal seek, maka diperoleh suhu keluar sebesar :

STREAM 14'

$$T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,2 \text{ K}$$

$$P_{ref} = 1 \text{ bar}$$

$$R = 8,314 \text{ kJ/kmol K}$$

$$T_{14'} = 32,46 \text{ } ^\circ\text{C} = 305,6 \text{ K}$$

$$P_{14'} = 11 \text{ bar}$$

$$\tau_{14'} = 1,02503$$

Berikut ini merupakan formula *heat capacity campuran* :

$$C_p = \sum A_y + \sum \frac{B_y}{2} T_0 (\tau + 1) + \frac{\Delta C_y}{3} T_0^2 + \frac{\Delta D_y}{\tau} T_0^2$$

(Smith Van Ness, 2001)

Konstanta *Heat Capacity* Campuran

Komp.	n(kmol)	y	A _y	B _y	C _y	D _y
CH ₄	0,01	3,05E-05	5E-05	2,8E-07	-6,60E-11	0
CO ₂	0,99	0,004585	0,025	6,4E-06	0,00E+00	-530,46
N ₂	0,00	8,39E-06	3E-05	5E-09	0,00E+00	0,03357
H ₂ O	150,98	0,701193	2,8314	0,00243	0,00E+00	8484,43
CO	0,10	0,000456	0,0015	1,9E-07	0,00E+00	3,78808
H ₂	0,00	1,72E-06	6E-06	9,6E-10	0,00E+00	-0,0053
CH ₃ OH	1,46	0,006774	0,015	8,3E-05	-2,34E-08	0
CH ₃ OCH ₃	61,79	0,286951	9,948	0,02017	4,74E-05	-2E-07
TOTAL	215,32	1	5,1212	0,00473	9,01E-06	-7245,6

untuk menghitung enthalpi digunakan persamaan :

$$H = H^{\text{ig}} + H^{\text{R}} \quad (6.49) \text{ Smith Van Ness 6th ed}$$

Menghitung Cp

$$\frac{\langle Cp \rangle_H}{R} = \sum A + \frac{\sum B}{2} T_0(\tau+1) + \frac{\sum C}{3} T_0^2(\tau^2 + \tau + 1) + \frac{\sum D}{T_0^2}$$

\downarrow \downarrow \downarrow \downarrow
 Suku 1 Suku 2 Suku 3 Suku 4

(4.8) Smith Van Ness 6th ed

Keterangan

Suku 1 = 5,1212

Suku 2 = 1,4273

Suku 3 = 0,8213

Suku 4 = -0,08

$Cp^{ig}_{<14'>}$ = 60,612 kJ/kmol.K

$H^{ig}_{<14''>}$ = m x Cp^{ig} x ΔT

= 97382,52446 kJ

Dasar-dasar Perhitungan untuk menghitung H^R

Berikut ini merupakan Perhitungan T_c dan P_c campuran

$$T_c = \sum_i y_i T_{ci}$$

$$P_c = \sum_i y_i P_{ci}$$

Data T_c, P_c untuk Stream 14'

Komp.	y	T_c (K)	P_c (bar)	y. T_c (K)	y. P_c (bar)
CH ₄	3,049E-05	425,2	37,97	0,0129619	0,0011575
CO ₂	0,0045848	33,18	13,13	0,1521228	0,0601981
N ₂	8,392E-06	132,9	34,99	0,0011154	0,0002936
H ₂ O	0,7011929	126,1	33,94	88,420429	23,798488
H ₂	0,0004564	647,1	220,55	0,2953467	0,1006579
CO	1,716E-06	33,18	13,13	5,693E-05	2,253E-05

CH ₃ OH	0,0067743	132,9	34,99	0,9004392	0,2370326
CH ₃ OCH ₃	0,286951	512,6	80,96	147,08535	23,231554
TOTAL	1			236,86782	47,429404

Mencari H^R menggunakan Redlich/Kwong Equation :

Equation of State RK

σ	ϵ	Ω	Ψ
1,00	0	0,087	0,4275

$$T_r = \frac{T}{T_c}, P_r = \frac{P}{P_c} \quad \beta = \Omega \frac{Pr}{Tr} \quad \alpha(Tr) = Tr^{-1/2}$$

(Smith Van Ness 3.50)

(Smith Van Ness T.3.1)

$$q = \Psi \frac{\alpha(Tr)}{\Omega Tr} \quad (\text{Smith Van Ness 3.51})$$

Tr	Pr	β	$\alpha(Tr)$	q
1,29	0,23192	0,016	0,88038	3,3667

$$Z = 1 + \beta - q\beta \frac{Z - \beta}{(Z + \epsilon\beta)(Z + \sigma\beta)} = 0,963$$

(3.49) Smith Vannes 6th Ed

$$I = \frac{1}{\sigma - \epsilon} \ln \left[\frac{Z + \sigma\beta}{Z + \epsilon\beta} \right] = 0,01605 \quad (6.62b) \text{ Smith Vannes 6th Ed}$$

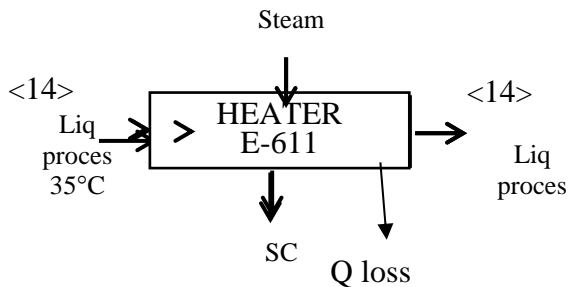
$$\frac{H^R}{RT} = Z - 1 + \left[\frac{d \ln \alpha(Tr)}{d \ln Tr} - 1 \right] qI \quad H^R = -35152 \text{ kJ} \quad (6.64) \text{ Smith Vannes 6th Ed}$$

$$H_{14'} = 62230,129 \text{ kJ}$$

NERACA ENERGI EXPANSION VALVE			
MASUK	kJ	KELUAR	kJ
H14' (GAS)	62230	H14'	62230
TOTAL	62230	TOTAL	62230

23) Perhitungan Neraca Panas Heater (E-611)

Fungsi : Sebagai pemanas awal feed gas alam



Neraca Energi : $H_{14} + Q_{\text{supply}} = H_{14'} + Q_{\text{loss}}$

dimana $H_{14} = H'^9 + H^R$

$H_{14'} = H'^9 + H^R$ (Smith Van Ness, 2001, Eq.6.41)

Ket : H_{14} = Panas masuk

Q_{supply} = Panas yang dipasok dari steam

$H_{14'}$ = Panas keluar

Q_{loss} = Panas yang hilang

STREAM 14

$T_{\text{ref}} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,2 \text{ } ^\circ\text{K}$

$P_{\text{ref}} = 1 \text{ bar}$

$R = 8,314 \text{ kJ/kmol K}$

$T_{14} = 32,46 \text{ } ^\circ\text{C} = 305,6 \text{ } ^\circ\text{K}$

$$P_{14} = 11 \text{ bar}$$

$$\tau_{14} = 1,025$$

STREAM 14'

$$T_{ref} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298,2 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

$$P_{ref} = 1 \text{ bar}$$

$$R = 8,314 \text{ kJ/kmol K}$$

$$T_{14'} = 73,03 \text{ }^{\circ}\text{C} = 346,2 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

$$P_{14'} = 11 \text{ bar}$$

$$\tau_{14'} = 1,16109$$

menghitung H fase liquid

menggunakan persamaan :

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 \text{ (kJ/kmol.K)}$$

Konstanta *Heat Capacity* dan *Entalpi*

Komp.	A	B	C	D	τ (kmol)	$C_p \cdot \Delta T$	H
CH ₄	-0,02	1,1982	-0,01	3,17E-05	7E-06	20380	1,E-01
CO ₂	-339	5,2796	-0,023	4,E-05	1E-04	13071	1,275
N ₂	76,45	-0,355	-0,003	5,01E-05	2E-08	65684	0,0014
H ₂ O	92,05	-0,04	-2E-04	5,3E-07	40,86	3613	147629
H ₂	50,61	-6,114	0,309	0,00415	8E-09	8E+06	0,0621
CO	-19,3	2,5072	-0,029	1,27E-04	1E-04	99007	12,497
CH ₃ OH	40,15	0,3105	-0,001	1,46E-06	0,833	3950	3292
CH ₃ OCH ₃	48,07	0,5623	-0,002	4,46E-06	41,16	6270	258045
TOTAL							408981

Sumber : Chemical Properties Handbook

Neraca Energi :

$$H_{14} + Q_{supply} = H_{14'} + Q_{loss}$$

$$6,2E+04 + Q_{\text{supply}} = 408981 + 5\% Q_{\text{supply}}$$

$$95\% Q_{\text{supply}} = 3,5E+05$$

$$Q_{\text{supply}} = \underline{3,3E+05}$$

NERACA ENERGI HEATER (E-611)			
MASUK	kJ	KELUAR	kJ
H14	6,2E+04	H14'	408981
Qsupp	3,3E+05	Qloss	1,6E+04
TOTAL	4,E+05	TOTAL	4,E+05

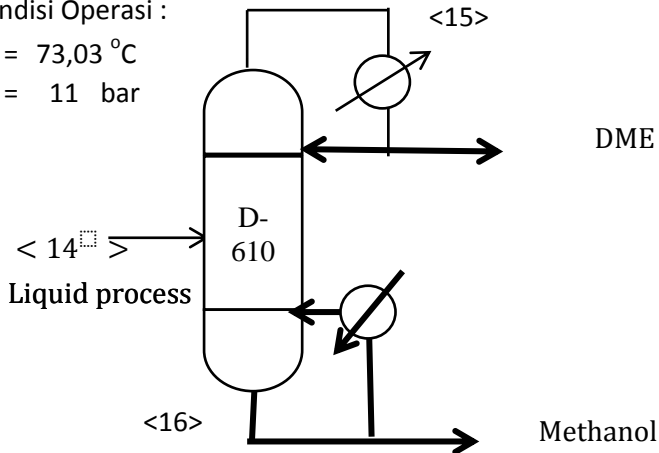
24) DME KOLOM (D-610)

fungsi : memisahkan DME dengan Methanol

Kondisi Operasi :

$$T = 73,03^{\circ}\text{C}$$

$$P = 11 \text{ bar}$$



Neraca panas overall untuk kolom distilasi

$$\Sigma \text{ Panas masuk} = \Sigma \text{ Panas keluar}$$

$$H14 + Q_r = H15 + H16 + Q_c + Q_{\text{loss}}$$

Q_r = Panas yang disupply oleh steam pada reboiler

Q_c = Panas yang diserap oleh air pendingin pada condenser

STREAM 16 (Bottom Product)

$$T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,2 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$P_{ref} = 1 \text{ bar}$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol K}$$

$$T_{16} = 182,4 \text{ } ^\circ\text{C} = 455,6 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$P_{16} = 11 \text{ bar}$$

$$\tau_{16} = 1,528$$

menghitung H fase liquid

menggunakan persamaan :

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 \text{ (kJ/kmol.K)}$$

Konstanta *heat Capacity* dan Entalpi

Komp.	A	B	C	D	n (kmol)	Cp.ΔT	H
CH ₄	-0,02	1,1982	-0,01	3,17E-05	4E-25	1E+05	4E-20
CO ₂	-339	5,2796	-0,023	4,E-05	4E-30	48201	2E-25
N ₂	76,45	-0,355	-0,003	5,01E-05	5E-28	4E+05	2E-22
H ₂ O	92,05	-0,04	-2E-04	5E-07	150,98	12035	2E+06
H ₂	50,61	-6,114	0,309	-0,0041	2E-24	-3E+07	-6E-17
CO	-19,3	2,5072	-0,029	1,27E-04	1E-31	6E+05	7E-26
CH ₃ OH	40,15	0,3105	-0,001	1,46E-06	1,444	14232	20551
CH ₃ OCH ₃	48,07	0,5623	-0,002	4,46E-06	0,025	25906	640,24
TOTAL							2E+06

Sumber : Chemical Properties Handbook

STREAM 15 (Top Product)

$$T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,2 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$P_{ref} = 1 \text{ bar}$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol K}$$

$$T_{15} = 45 \text{ }^{\circ}\text{C} = 318,2 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

$$P_{15} = 10 \text{ bar}$$

$$\tau_{15} = 1,067$$

menghitung H fase liquid

menggunakan persamaan :

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 \quad (\text{KJ/Kmol.K})$$

Konstanta *heat Capacity* dan Entalpi

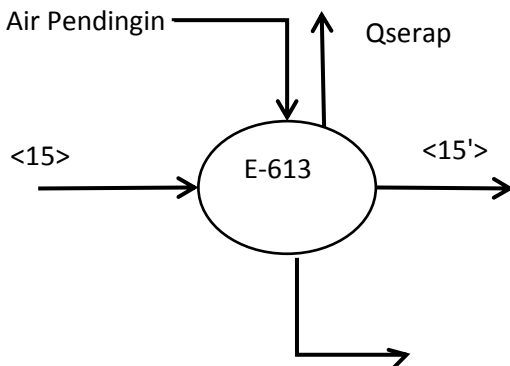
Komp.	A	B	C	D	n (kmol)	Cp.ΔT	H
CH ₄	-0,02	1,1982	-0,01	3,17E-05	1E-03	7182	7,1772
CO ₂	-339	5,2796	-0,023	4,E-05	0,574	2612	1498,1
N ₂	76,45	-0,355	-0,003	5,01E-05	6E-04	23594	13,633
H ₂ O	92,05	-0,04	-2E-04	5E-07	0	1507	0
H ₂	50,61	-6,114	0,309	0,0041	3E-04	3E+06	870,13
CO	-19,3	2,5072	-0,029	1,27E-04	0,124	34693	4299,9
CH ₃ OH	40,15	0,3105	-0,001	1,46E-06	8,343	1617	13487
CH ₃ OCH ₃	48,07	0,5623	-0,002	4,46E-06	41118	2497	1E+08
TOTAL							1E+08

Sumber : Chemical Properties Handbook

Sehingga, H₁₅ = panas sensibel

$$= 102688306 \text{ kJ}$$

Menghitung Panas penyerapan kondensor



STREAM 15'

$$T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,2 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$P_{ref} = 1 \text{ bar}$$

$$R = 8,314 \text{ kJ/kmol K}$$

$$T_{15} = 48 \text{ } ^\circ\text{C} = 321,2 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$P_{15} = 11 \text{ bar}$$

$$\tau_{15} = 1,077$$

menghitung H fase liquid

menggunakan persamaan :

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 \text{ (kJ/kmol.K)}$$

Konstanta *Heat Capacity* dan Entalpi

Komp.	A	B	C	D	n (kmol)	Cp.ΔT	H
CH ₄	-0,02	1,1982	-0,01	3,17E-05	0,007	8408	6,E+01
CO ₂	-339	5,2796	-0,023	4,E-05	0,99	10844	10705
N ₂	76,45	-0,355	-0,003	5,01E-05	0,002	27569	0
H ₂ O	92,05	-0,04	-2E-04	5E-07	1E-06	1733	0,E+00
H ₂	50,61	-6,114	0,309	-0,0041	0,098	-2E+06	-2E+05

CO	-19,3	2,5072	-0,029	1,27E-04	4E-04	40647	15,017
CH ₃ OH	40,15	0,3105	-0,001	1,46E-06	0,015	1862	27,164
CH ₃ OCH ₃	48,07	0,5623	-0,002	4,46E-06	61,76	2884	178140
TOTAL							-26899

Sumber : Chemical Properties Handbook

Menghitung Kebutuhan Air Pendingin

Q yang diserap air pendingin

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{serap}} &= H_{15'} - H_{15} \\
 &= 1\text{E}+08 - -26899 \\
 &= 102715205,4 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

$Q_c = H_{\text{pendingin keluar}} - H_{\text{pendingin masuk}}$

$$1,03\text{E}+08 = 4889 \text{ n air} - 377,486 \text{ n air}$$

$$1,03\text{E}+08 = 4511 \text{ n air}$$

$$= 22768 \text{ kmol}$$

$$= 4\text{E}+05 \text{ kg} = 409,83 \text{ ton}$$

Berdasarkan neraca panas total

$$H_{14} + Q_r = H_{15} + H_{16} + Q_c + Q_{\text{loss}}$$

Q loss sebesar 0,05 Q supply maka

$$4\text{E}+05 + Q_r = 2\text{E}+06 + 1\text{E}+08 + 1\text{E}+08 + Q_{\text{loss}}$$

$$408981 + Q_r = 2\text{E}+08 + 0,05 Q_r$$

$$0,95 Q_r = 2\text{E}+08$$

$$Q_r = 2\text{E}+08 \text{ kJ}$$

$$Q_{\text{los}} = 1\text{E}+07 \text{ kJ}$$

Kebutuhan Steam

Steam yang digunakan (Smith, Van Ness 6th Ed, Table F1 page 666). Steam jenuh yang digunakan = 132 °C dan tekanan 2,867 bar, dari steam table smith vanes diperoleh :

$$\lambda = H_v - H_I$$

$$H_v = 2722,6 \text{ kJ/kg} \quad H_I = 554,8 \text{ kJ/kg}$$

$$= 151,256 \text{ kJ/kg} \quad = 30,8222 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_r = n_{\text{air}} \times \lambda$$

$$217718660,2 = n \times 120,43333$$

$$n = 1807794 \text{ mol}$$

$$\text{massa air} = n \times \text{BM}$$

$$= 2\text{E}+06 \times 18$$

$$= 3\text{E}+07 \text{ gram} = 32540,3 \text{ kg}$$

NERACA ENERGI DISTILASI DME (D-610)			
MASUK	kJ	KELUAR	kJ
H14	4,1E+05	H15	1838196
Qr	2,18E+08	H16	1E+08
		Qc	1E+08
		Q loss	1,1E+07
TOTAL	2,E+08	TOTAL	2,E+08

APPENDIKS C

PERHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT

1) DME Storage Tank (F-710)

Fungsi : Menyimpan Produk DME

Bentuk : Tangki berbentuk silinder tegak dgn tutup dan alas datar

Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA-285 Grade C*

Kondisi operasi

$$T \text{ operasi} = 30 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$P \text{ operasi} = 1,00 \text{ bar}$$

Perhitungan :

Data konversi:

$$1 \text{ lb} = 0,45359 \text{ kg}$$

$$1 \text{ lb/ft}^3 = 16,0185 \text{ kg/m}^3$$

$$1 \text{ ft} = 12 \text{ in}$$

$$\text{Feed DME} = 2841 \text{ kg/jam}$$

$$= 6263 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Kapasitas penyimpanan DME ditetapkan} = 7 \text{ hari}$$

$$\rho = 1199,10 \text{ kg/m}^3$$

$$= 74,86 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Volume DME} = 14057 \text{ ft}^3$$

Ditetapkan ruang di atas liquid 10% dari volum larutan,
sehingga vol. bejana (V) :

$$V = 1,1 \times 14057 \text{ ft}^3$$

$$= 15462,37 \text{ ft}^3$$

Ditetapkan bejana berbentuk silinder tegak dgn

bagian tutup dan alas bawah datar

Menentukan *desain* tangki *benzene*

a. Menentukan ketinggian *vessel*

$$\text{Bejana kecil : } H = 1,5 \text{ D}$$

$$V_{\text{total}} = V_{\text{shell}} + 2 V_{\text{alas}}$$

$$\begin{aligned}
 15462,3739 &= \pi/8 \times D^3 + 2* (2\pi/24 \times D^3) \\
 15462,3739 &= 0,50 D^3 + 2*(0,085 D^3) \\
 15462,3739 &= 0,67 D^3 \\
 D &= 28,4709 \text{ ft} = 341,6502 \text{ in} \\
 H &= 42,7063 \text{ ft} = 44 \text{ ft} \\
 &= 512,4753 \text{ in}
 \end{aligned}$$

b. Menentukan ketinggian *liquid*

$$\begin{aligned}
 V_{\text{liquid}} &= \frac{\pi \cdot D^2 \cdot H_L}{4} \\
 14056,7036 &= \frac{\pi \cdot (13,5638)^2 \cdot H_L}{4} \\
 H_L &= 22,0909 \text{ ft} = 6,7333 \text{ m}
 \end{aligned}$$

c. Menentukan tekanan desain

$$\begin{aligned}
 \text{Tekanan operasi, Pop} &= 14,7 \text{ psi} \\
 \text{Densitas, } \rho &= 1199 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 74,8238 \text{ lb/ft}^3 \\
 Ph &= \frac{\rho \times H}{144} \\
 &= \frac{74,8238 \times 6,7333}{144} \\
 &= 3,4987 \text{ psi} \\
 Pd &= 1,05 * (Pop + Ph) \\
 &= 19,1086 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

d. Menentukan tebal *shell*

$$\begin{aligned}
 \text{Bahan konstruksi} &= \text{Stainless Steel SA 283-C} \\
 \text{Jenis sambungan} &= \text{Double welded butt joint} \\
 \text{Allowable stress} &= 13800 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

$$\text{Corrosion allowance} = 0,125$$

$$E = 0,85$$

$$t_{\text{shell}} = \frac{P * D}{2 f E} + c$$

Dengan :

t_{min} = Tebal shell minimum; in

P = Tekanan tangki; psi

r_i = Jari-jari tangki; in ($1/2D$)

C = Faktor korosi; in (digunakan $1/8$ in)

E = Faktor pegelasan, digunakan double welded but join

$$E = 0,8$$

f = Stress allowable, bahan konstruksi Carbon steel SA-285 grade C, maka $f = 13750$ psi (*Brownell, T.13-1*)

$$= \left(\frac{19,1086 * 28,4709}{2 * 13800 * 0,8500} \right) + 0,1250$$

$$= 0,0232 + 0,1250$$

$$= 0,1482 \text{ in}$$

$$OD = ID - (2t_{\text{shell}})$$

$$= 341,9466 \text{ in}$$

$$ID = OD - (2t_{\text{shell}})$$

$$= 341,65022 \text{ in}$$

2) Desulfurizer (R-110)

Fungsi : Mengadsorp senyawa H_2S dengan cara adsorpsi menggunakan katalis ZnO

Kondisi Operasi :

$$\text{Temperatur} : 370 \text{ } ^\circ\text{C} = 698 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Tekanan } (p_i) : 41,3 \text{ bar} = 599,01 \text{ psi}$$

Reaksi yang terjadi :



Data konversi:

$$\begin{aligned}
 1 \text{ lb} &= 0,4536 \text{ kg} \\
 1 \text{ lb/ft}^3 &= 16,019 \text{ kg/m}^3 \\
 1 \text{ ft} &= 12 \text{ in} \\
 1 \text{ m} &= 3,2808 \text{ ft} = 39,37 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menghitung Volume Total Katalis :

$$\begin{aligned}
 \text{Laju massa feed} &= 2935,3 \text{ kg/jam} \\
 \text{Kandungan H}_2\text{S feed} &= 5, \text{E-}04 \text{ kmol/jam} \\
 \mu \text{ feed} &= 0,02 \text{ cp} \\
 \rho \text{ feed} &= 5,90 \text{ kg/m}^3 = 0,3683 \text{ lb/ft}^3 \\
 \text{Laju volumetrik feed} &= \frac{\text{Laju Massa Feed}}{\rho \text{Feed}} \\
 &= 497,51 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

Desulfurizer Tank menggunakan adsorban ZnO dgn data sbb :

$$\begin{aligned}
 \text{Bentuk} &: \text{Pellet (sphere)} \\
 \text{Bulk density } (\rho_p) &: 222 \text{ kg/m}^3 \\
 \text{Surface area} &: 6,8 \text{ m}^2/\text{g} \\
 \text{Diameter } (D_p) &: 4 \text{ mm} \\
 \text{Void fraction } (\epsilon) &: 0,31 \\
 \text{Space velocity} &= 600 \text{ /jam (Huan Jing,2013)} \\
 \text{Residence time } (\tau) &= 0,0016667 \text{ jam} = 6 \text{ s}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan pada neraca massa, didapatkan :

$$\begin{aligned}
 \text{Laju massa adsorban yang bereaksi} &= 0,0359 \text{ kg/jam} \\
 \text{Laju massa adsorban yang dibutuhkan} &= 0,0359 \text{ kg/jam} \\
 \text{Asumsi adsorban jenuh setelah} &= 6000 \text{ jam} \\
 \text{Massa adsorban total} &= \text{Laju Massa Katalis} \times \text{Waktu katalis jenuh} \\
 &= 215,400 \text{ kg} \\
 \text{Volume katalis} &= \frac{\text{Massa Katalis Total}}{\text{Bulk Density}} \\
 &= 0,97 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Menghitung Diameter dan Tinggi *Desulfurizer Tank* :

Asumsi katalis menempati 80% volume reaktor :

$$\begin{aligned}\text{Volume } \textit{Desulfurizer Tank} &= \frac{\text{Volume Katalis}}{0.8} \\ &= 1,21 \text{ m}^3 \\ &= 42,83 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

$$\text{L/D ratio} = 1,5$$

$$\text{Volume tutup atas} = 0,26 D^3 \text{ (Elliptical dished head)}$$

$$\text{Volume silinder} = 1,1775 D^3$$

$$\text{Volume tutup bawah} = 0,26 D^3 \text{ (Standard dished head)}$$

Diameter *Desulfurizer Tank* (D_i)

$$\begin{aligned}&= \left(\frac{\text{Volume } \textit{Desulfurizer Tank}}{\text{Vol Tutup Atas} + \text{Vol Silinder} + \text{Vol Tutup Bawah}} \right)^{1/3} \\ &= 2,93 \text{ ft} = 35,17 \text{ in}\end{aligned}$$

Kondisi Desain *Desulfurizer Tank* :

$$\begin{aligned}P_{\text{operasi}} &= 41,3 \text{ bar} = 599,01 \text{ psi} \\ P_{\text{desain}} &= 1,1 \times P_{\text{operasi}} \\ &= 658,9 \text{ psi} \\ &= 644,2 \text{ psig} \\ \text{Temperatur} &= 370 \text{ }^\circ\text{C} = 698 \text{ }^\circ\text{F}\end{aligned}$$

Penentuan Tebal dan Tinggi *Desulfurizer Tank* :

$$\begin{aligned}\text{Bahan konstruksi} &= \text{SA-336 Grade F25 Type 310} \\ &\text{(Brownell, Appendiks D)}\end{aligned}$$

$$\text{Allowable stress} = 20000 \text{ psi}$$

$$\text{Corrosion factor} = 0,125 \text{ in}$$

$$\text{Welded factor} = 0,80 \text{ (ASME, 1956)}$$

a). Tebal dan Tinggi Silinder :

$$\begin{aligned}\text{Tebal silinder} &= \frac{p_i D_i}{2(fE - 0,6 p_i)} + C \\ &= 0,83 \text{ in} \\ &\text{C-5}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 1,75 \text{ in (standarisasi)} \\
 \text{Diameter luar} &= 38,67 \text{ in} = 116 \text{ in} \\
 \text{Diameter dalam} &= 113 \text{ in} \\
 \text{Tinggi silinder} &= 169 \text{ in} = 4,29 \text{ m}
 \end{aligned}$$

b). Tebal dan Tinggi Tutup Atas dan Bawah :

Tipe tutup atas dan bawah yaitu elliptical dished head dikarenakan tekanan pada bejana tinggi

$$\begin{aligned}
 r_c &= 108 \text{ in} \\
 i_{cr} &= 6 \frac{7}{8} \text{ in} \\
 k &= a/b = r_c/d = 0,96 = 0,9 = 2 \\
 V &= 1/6(2+k^2) = 1
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal } \textit{elliptical dished head} &= \frac{P \cdot D \cdot V}{2(fE - 0,2P)} + C \\
 &= 0,13 \text{ in} \\
 &= 1,75 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menghitung tinggi tutup (OA) :

$$OA = b + sf + t$$

$$\text{Dimana } b = R_c - (BC^2 - AB^2)^{0,5}$$

$$BC = R_c - i_{cr}$$

$$AB = 1/2 D_i - i_{cr}$$

$$BC = 101$$

$$AB = 49 \frac{3}{8}$$

$$b = 19 \frac{3}{4}$$

$$sf = 1 \frac{1}{2}$$

$$t = 1,75$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi } \textit{Elliptical dished head} &= b + sf + t \\
 &= 22,998 \text{ in} \\
 &= 1,917 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

d). Tinggi Total *Desulfurizer Tank* :

$$\text{Tinggi total} = \text{Tinggi silinder} + \text{Tinggi tutup atas} +$$

$$\begin{aligned}
 & \text{Tinggi tutup bawah} \\
 & = 214,75 \text{ in} \\
 & = 17,90 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

3) Steam Reformer (R-210)

Fungsi = Mereaksikan *steam* dengan gas alam utk menghasilkan synthetic gas

Jenis = Furnace Reactor, reaktan berserta katalis berada dlm tube mengalami pemanasan dr luar secara konveksi & radiasi

Tipe Reaktor = Fix Bed

Jumlah = 1 buah

Laju gas alam = 13564,49 kg/jam

Data Operasi

Ketentuan yang digunakan :

$$1 \text{ Temperatur desain} = 28^{\circ}\text{C} + \text{Temperatur Operasi } (^{\circ}\text{C})$$

$$T = 828^{\circ}\text{C} = 1101,2 \text{ K} = 1522,4^{\circ}\text{F}$$

$$2 \text{ Tekanan desain (bar)} = 1,1 \times \text{Tekanan Operasi (bar)}$$

$$\begin{aligned}
 P & = 33 \text{ bar} = 33,651 \text{ kg/cm}^2 = 32,568 \text{ atm} \\
 & = 478,63 \text{ psia}
 \end{aligned}$$

Komposisi feed masuk

Komp	Massa (kg)	Mol (kmol)
CH ₄	138,7	2220
C ₂ H ₆	2,67	80,16
C ₃ H ₈	2,46	108,43
i-C ₄ H ₁₀	0,73	42,39
n-C ₄ H ₁₀	1,35	78,44
i-C ₅ H ₁₂	0,12	8,99

n-C ₅ H ₁₂	0,17	12,37
C ₆ H ₁₄	0,30	25,52
CO ₂	5,64	248,0
N ₂	3,96	110,93
H ₂ O	591	10629
H ₂	0	0,0000
CO	0	0,0000
TOTAL	747	13564

dengan bantuan katalis : NiO-Al₂O₃

Spek katalis (sesuai data *Engelhard*)

komponen utama : Nikel
Carrier : Keramik
Bentuk : Raschig Ring
True density : 3890 kg/m³
Diameter katalis : 16 mm = 0,016 m
Deskripsi : *Gray 6-holed domed cylinder*
Space velocity : 13500 /jam (*Ram Chandra, 2000*)

Menghitung Volume Tube

Berdasarkan struktur bentuk katalisnya, maka $\epsilon = 0,58$

(*Mc Cabe, jilid 2, hal 290*) V katalis = 58% volume total tube

Asumsi, V katalis = 150 Liter

maka : V total tube = V katalis / ϵ
= 258,6206897 lt
= 9,133053984 ft³

Ukuran Tube

Tube yang dipakai ukuran = 5 in OD
= 127 mm = 0,4167 ft

Menghitung Tebal Tube

Digunakan SA 283 Grade C (Carbon steel)

$f_{yp} = 12650$ psi (*Brownell & Young tabel 13.1*)
C-8

$$\lambda = 2 \quad (\text{safety factor})$$

Dengan menggunakan Maximum principal stress teory maka tebal shell dihitung sbb :

$$K = \sqrt{\frac{f_{yp}/\lambda p i + 1}{f_{yp}/\lambda p i - 1}} \sqrt{\frac{(12650 / 2 \times 506,05) + 1}{(12650 / 2 \times 506,05) - 1}}$$

$$= 1,0788 \quad (\text{Brownell \& Young pers 14.14c})$$

$$K = OD/ID$$

$$\text{sehingga} \quad ID = OD / K \quad (\text{Brownell \& Young pers 14.14a})$$

$$= 5 / 1,0788$$

$$= 4,6349288 \text{ in} = 0,3862441 \text{ ft}$$

$$\text{jadi tebal shell adalah ;} \quad t = (OD - ID) / 2$$

$$= 0,1825356 \text{ in}$$

distantarkan : 0,2 in untuk ukuran SCH pipa

$$ID \text{ standar} = 4,5 \text{ in} = 0,375 \text{ ft}$$

$$\text{Cross Section Area} = 0,0884 \text{ ft}^2 \quad (\text{Geankoplis, A.5-1})$$

$$\text{Total Panjang Tube yang diisi katalis} = 103,31509 \text{ ft}$$

$$\text{Tube yang digunakan menggunakan OD} = 10 \text{ in} = 0,8333 \text{ ft}$$

$$\text{, pitch} = 13,5 \text{ in}$$

$$\text{The surface / linear} = 2,6166667 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$\text{Assumi per tube mempunyai panjang} = 100 \text{ ft, maka}$$

$$\text{Total surface / tube} = 261,66667 \text{ ft}^2$$

$$\text{Dari perhitungan Neraca Energi} \quad Q = 1161599636 \text{ kJ/jam}$$

$$Q = 1101000145 \text{ Btu/jam}$$

Asumsi Furnace didesain dengan Flux rata - rata pada seksi

$$\text{radiasi} \quad 12000 \text{ Btu/lb ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah tube} &= \frac{1101000145}{12000 \times 261,67} = 350,64 \\ &= 351 \quad \text{tube} \end{aligned}$$

Perhitungan Tube Desain (II)

Total Panjang Tube yang diisi katalis = 118,26286 ft

Dari perhitungan Tube Furnace didapatkan

Jumlah Tube = 351 buah

Seluruh jumlah tube dipakai sebagai tempat katalis

Sehingga tube yang berisi katalis = 351 buah

Panjang tiap tube = 25 ft

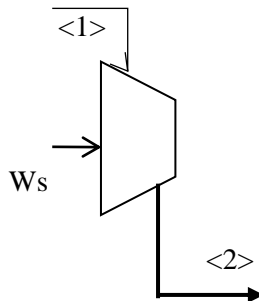
Jadi tiap tube hanya terisi katalis sepanjang :

$$\begin{aligned} 118,26286 / 351 &= 0,3369312 \text{ ft} \\ &= 0,10270 \text{ m} \end{aligned}$$

4) Compressor (G-411)

Fungsi: Menaikkan tekanan feed sebelum memasuki Reaktor DME

Tipe: Centrifugal Compressor



Kondisi Operasi

Temperature = 38 °C = 100,4 °F = 560,4 °R

Tekanan Masuk (Ps) = 17 bar = 246,56 psia

$$\begin{aligned}
\text{Tekanan Keluar (Pd)} &= 50 \text{ bar} = 725,19 \text{ psia} \\
\text{Rate Massa} &= 7082 \text{ kg/hr} \\
\text{Rate Mol} &= 706,56 \text{ kmol/hr} \\
\text{Massa Jenis} &= 5,9 \text{ kg/m}^3 \\
\text{Rate Volume} &= 1200,3 \text{ m}^3/\text{hr} = 0,3334 \text{ m}^3/\text{s} \\
k &= 1,089 \quad (\text{Tabel 12-4, Hal 411, Ludwig Vol.3}) \\
\text{BMav} &= 22,3 \text{ lb/lbmol} \\
m &= \frac{7082 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 2,2064 \text{ lb/kg} \times 359 \text{ ft}^3/\text{lbmol}}{22,3 \text{ lb/lbmol}} \\
&= 6037264,5 \text{ ft}^3/\text{hari} = 251552,69 \text{ ft}^3/\text{jam}
\end{aligned}$$

Penentuan Jumlah Stage

Rasio Kompresi

$$r = \sqrt[n]{\frac{P_{out}}{P_{in}}} \quad \dots \text{Robinsmith (pers B.47)}$$

a. Overall Stages

$$N = 1 \text{ stages} \quad (\text{digunakan 1 stage})$$

$$r = 3 \quad ; \quad \text{Range } R_c \text{ maks} = 3 - 4,5$$

(Tabel 12-1 untuk Centrifugal Compressor, Ludwig Vol.3, Hal 369)

Discharge Temperature stage

$$T_{i1} = T_1 R C^{\frac{k-1}{k}}$$

$$k = 1,089$$

$$T_{i1} = 612,05246 \text{ } ^\circ\text{R} = 152,05246 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_2/T_1 = (P_2/P_1)^{\frac{k-1}{k}} \quad \dots \text{fig 12.22 Ludwig vol 3}$$

$$\text{maka } T_2/T_1 = 1,0921707$$

$$T_2 = 502,39852 \text{ } ^\circ\text{R} = 42,39852049 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Menghitung Horse Power

Bhp/MMCFD = 50,5 (Gambar. 12.21-A, untuk $R_c = 3$ dan $k = 1,08$)

Effisiensi mekanik = 95%

$$\begin{aligned} \text{BhP} &= \frac{51 \times (14,7/14,4) \times (460 + 86) \times 6037264,5}{(460 + 60) \times 100000} \\ &= 326,79524 \text{ hP} \end{aligned}$$

5) Absorber Column (D-310)

Fungsi : Mengabsorb CO_2 dengan solvent MEA

Tipe : Sieve tray

Jumlah : 1 buah

Kondisi Operasi :

Data	Keterangan					
P Operasi	1700	kpa	17	bar	246,5	psia
T Operasi	38	C	311,2	K	560,1	R

Perhitungan

Aliran feed masuk kolom

Komp	massa (kg/jam)	BM	kmol/jam
CH_4	110,998528	16	6,937408
CO_2	248,044544	44	5,637376
N_2	110,9298176	28	3,9617792
H_2O	7828,776476	18	434,5365
H_2	903,8212864	2	451,91064
CO	4372,02089	28	156,1436
MEA	40,39932989	61	2,2444072
TOTAL	18605,9493		976,605

1 Menentukan distribusi beban massa pada kolom

Bagian atas absorber

$$\text{Rate gas} = 7082 \text{ kg/jam} = 15613 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Rate liquid} = 50,5 \text{ kg/jam} = 111,3 \text{ lb/jam}$$

Bagian bawah absorber

$$\text{Rate gas} = 13564 \text{ kg/jam} = 29904 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Rate liquid} = 6533 \text{ kg/jam} = 14403 \text{ lb/jam}$$

Perhitungan didasarkan atas rate terbesar yaitu :

$$L = 6533 \text{ kg/jam} \quad 14403 \text{ lb/jam}$$

$$V = 13564 \text{ kg/jam} \quad 29904 \text{ lb/jam}$$

Perhitungan perancangan

$$P_{op} = 1700 \text{ kpa} = 17 \text{ bar} = 246,5 \text{ psia}$$

$$L = 6533 \text{ kg/jam} \quad 14403 \text{ lb/jam}$$

$$V = 13564 \text{ kg/jam} \quad 29904 \text{ lb/jam}$$

$$T_{feed} = 38 \text{ }^{\circ}\text{C} = 311,2 \text{ K} = 560,1 \text{ R}$$

$$BM_{feed} = 20,56$$

$$P_{feed} = 1700 \text{ kpa} = 17 \text{ bar} = 246,5 \text{ psia}$$

$$\rho_{gas} = 2,89 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} V_M &= \frac{29904,1 \text{ lb/jam}}{2,89 \text{ lb/f} \times 3600 \text{ sec/jam}} \\ &= 2,874287 \text{ ft/sec} \end{aligned}$$

$$\rho_{liquid} = 55,67 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} Q_M &= \frac{14403 \text{ lb/jam}}{55,67 \text{ lb/f} \times 60 \text{ menit/jam}} \\ &= 4,312 \text{ ft}^3/\text{mer} \quad 32,26 \text{ gpm} \end{aligned}$$

$$\sigma = 12,3 \text{ dyne/cm}$$

2 Perancangan diameter kolom

1) Beban Maksimum

$$V_{\max} = 1.3 V_m = 3,737 \text{ ft}^3/\text{sec}$$

$$Q_{\max} = 1.3 Q_m = 41,93 \text{ gpm}$$

Beban Minimum

$$V_{\min} = 0.7 V_m = 2,012 \text{ ft}^3/\text{sec}$$

$$Q_{\min} = 0.7 Q_m = 22,58 \text{ gpm}$$

2) Ditetapkan Tray Spacing = 13 inch dari Van Winckle figure 8.90

$$T. \text{ spacing efektif} = (T - 2.5 h_l)$$

$$\text{Dimana : } h_l = 2 \text{ inch}$$

$$T. \text{ Spacing Efektive} = 8 \text{ inch}$$

$$V_c = 3 \text{ fps pada } e = 0$$

$$D = \sqrt{\frac{4}{\pi} \left(\frac{V}{V_c} \right)}$$

$$D_t = \left(\left(\frac{4}{3} \right) \times \left(\frac{3,737}{3,2} \right) \right)^{0.5}$$

$$= 1,22 \text{ ft} \approx 3 \text{ ft}$$

$$D_t = 3 \text{ ft}$$

$$A_t = 3.14/4 \times D^2$$

$$= 3.14/4 \times 3^2$$

$$A_t = 7,065 \text{ ft}^2$$

4 Menentukan tinggi kolom

1 Tinggi total Tray (H_T)

Jumlah tray (N) = 20

$$\begin{aligned}\text{Tinggi total Tray} &= T \times (N - 1) \\ &= 13 \times 19 \\ &= 247 \text{ inch} \\ &= 21 \text{ ft}\end{aligned}$$

2 Tinggi ruang kosong diatas tray

$$\text{Ditetapkan tinggi ruang kosong diatas tray} = 2 \text{ ft}$$

3 Menghitung tinggi ruang yang ditempati oleh liquid di dalam kolom (HL)

$$\text{Rate liquid} = 14403 \text{ lb/jam}$$

$$\rho \text{ liquid} = 55,67 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned}\text{Asumsi waktu tinggal} &= 5 \text{ menit} \\ &= 0,083 \text{ jam}\end{aligned}$$

$$\text{Luas permukaan} = 7,065 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned}\text{HL} &= (\text{rate liquid} \times t) / (\rho_L \times A) \\ &= \frac{14403 \times 0,083}{55,67 \times 7,065} \\ &= 3,052 \text{ ft}\end{aligned}$$

4 Tinggi ruang kosong diatas liquid

$$\text{ditetapkan tinggi ruang kosong diatas liquid} = 1 \text{ ft}$$

5 Tebal tutup dan tinggi bejana

Direncanakan : tutup atas = tutup bawah

Bahan konstruksi :

SA-353 Low Alloy Steel (Tabel 13.1, Brownell & Young)

$$f = 22500$$

$$E = 0,85$$

$$C = 0,125$$

Menentukan tebal shell

$$t_s = \frac{p_i \cdot d_i}{2(fE - 0.6p_i)} + C$$

$$P_{op} = 246,5 \text{ psia}$$

$$P_{dis} = 1 \times P_{op}$$

$$= 246,5 \text{ psia}$$

$$= 305,8 \text{ psig}$$

$$t_s = \frac{305,8 \text{ lb/in}^2 \times 36 \text{ in}}{2 (22500 \text{ lb/in}^2 \times 0,85 + 0,6 \times 305,75 \text{ lb/in}^2)} + 0,125$$

$$t_s = 0,411 \text{ distandarkan menjadi } = 1 \text{ in}$$

$$OD = ID + 2t_s$$

$$= 38 \text{ in}$$

Standarisas

$$\text{Digunakan OD} = 38 \text{ in}$$

$$r = 36 \text{ in}$$

$$i_{cr} = 3 \text{ in}$$

Penentuan tinggi tutup

digunakan tutup berbentuk standar dished

$$R_c = 36$$

$$t_{ha} = \frac{0.885 \times P_d \times R_c}{2(fE - 0.1P_d)} + C$$

$$= 0,38 \text{ distandarkan} = 1,00 \text{ in}$$

$$\text{tinggi tutup} = t + b + sf$$

$$\text{diambil sf} = 2,5 \text{ in}$$

(berkisar antara 1.5"-4", tabel 5.6 Brownell & Young)

$$\begin{aligned} \text{icr} &= 3 \\ \text{BC} &= \text{Rc} - \text{icr} = 33 \text{ in} \\ \text{AB} &= \text{ri} - \text{icr} = 15 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi head (b)} &= \text{Rc} - (\text{BC}^2 - \text{AB}^2)^{1/2} \\ &= 6,606 \text{ in} \\ &= 0,551 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tutup} \\ \text{OA} &= \text{tha} + \text{b} + \text{sf} \\ &= 1,00 + 0,55 + 2,5 \\ &= 4,05 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{T total} &= \text{tinggi tray} + \text{tinggi ruang kosong diatas tray} + \text{tinggi} \\ &\quad \text{holdup liquid} + \text{tinggi ruang kosong diatas liquida} + \\ &\quad \text{tinggi tutup} \\ &= 21 + 2 + 3,052 + 1 + 2 \times 4,05 \\ &= 34,736 \text{ ft} \end{aligned}$$

6) Stripper Column (D-320)

Fungsi : Meregenerasi solvent MEA untuk digunakan kembali pada absorber column (D-310)

Tipe : Sieve Tray

Jumlah : 1 buah

Kondisi Operasi :

Data	Keterangan					
P Operasi	100	kpa	1	bar	14,5	psia
T Operasi	83	C	356,2	K	641,1	R

Perhitungan

Aliran feed masuk kolom

Komp	massa (kg/jam)	BM	kmol/jam
MEA	6297,3606	20,95	300,530
CO ₂	235,6423	44	5,356
H ₂ O	12072,9463	18,00	670,719
TOTAL	18605,9493		976,605

1 Menentukan distribusi beban massa pada kolom

Bagian atas stripper

Rate gas = 12309 kg/jam = 27135 lb/jam

Rate liquid = 6533 kg/jam = 14403 lb/jam

Bagian bawah stripper

Rate gas = 12073 kg/jam = 26616 lb/jam

Rate liquid = 6297 kg/jam = 13883 lb/jam

Perhitungan didasarkan atas rate terbesar yaitu :

L = 6533 kg/jam 14403 lb/jam

V = 12309 kg/jam 27135 lb/jam

Perhitungan perancangan kolom

P op = 100 kpa = 1 bar = 14,5 psia

L = 6533 kg/jam 14403 lb/jam

V = 12309 kg/jam 27135 lb/jam

T feed = 83 °C = 356,2 K = 641,1 R

BM Feed = 56,34

P feed = 100 kpa = 1 bar = 14,5 psia

r gas = 0,117 lb/ft³

$$\begin{aligned}
 V_M &= \frac{27135,3 \text{ lb/jam}}{0,12 \text{ lb/f} \times 3600 \text{ sec/jam}} \\
 &= 64,20425 \text{ ft/sec}
 \end{aligned}$$

$$\rho_{\text{liquid}} = 64,91 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} Q_M &= \frac{14403 \text{ lb/jam}}{64,91 \text{ lb/f} \times 60 \text{ menit/jam}} \\ &= 3,698 \text{ ft}^3/\text{menit} = 27,66 \text{ gpm} \end{aligned}$$

$$\mu = 10 \text{ dyne/cm}$$

2 Perancangan diameter kolom

1) Beban Maksimum

$$V_{\text{max}} = 1.3 V_m = 83,47 \text{ ft}^3/\text{sec}$$

$$Q_{\text{max}} = 1.3 Q_m = 35,96 \text{ gpm}$$

Beban Minimum

$$V_{\text{min}} = 0.7 V_m = 44,94 \text{ ft}^3/\text{sec}$$

$$Q_{\text{min}} = 0.7 Q_m = 19,36 \text{ gpm}$$

2) Ditetapkan Tray Spacing = 14 inch dari Van Winckle figure 8.90

$$T. \text{ spacing efektif} = (T - 2.5 h_l)$$

$$\text{Dimana : } h_l = 2 \text{ inch}$$

$$T. \text{ Spacing Efektive} = 9 \text{ inch}$$

$$V_c = 2 \text{ fps pada } e = 0$$

$$\begin{aligned} D_t &= \left(\left(\frac{4}{3} \right) \times \left(\frac{83,47}{2} \right) \right)^{0.5} \\ &= 7,291 \text{ ft} \approx 3 \text{ ft} \\ D_t &= 3 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 A_t &= 3.14/4 \times D^2 \\
 &= 3.14/4 \times 3^2 \\
 A_t &= 7,065 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

3 Menentukan tinggi kolom

- 1 Tinggi total Tray (H_T)

$$\text{Jumlah tray (N)} = 18$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi total Tray} &= T \times (N - 1) \\
 &= 14 \times 17 \\
 &= 238 \text{ inch} \\
 &= 19,833 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

- 2 Tinggi ruang kosong diatas tray

$$\text{Ditetapkan tinggi ruang kosong diatas tray} = 2$$

- 3 Tinggi ruang yang ditempati oleh liquid di dalam kolom (HL)

$$\text{Rate liquid} = 14403 \text{ lb/jam}$$

$$r \text{ liquid} = 64,91 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned}
 \text{Asumsi waktu tinggal} &= 5 \text{ menit} \\
 &= 0,0833 \text{ jam}
 \end{aligned}$$

$$\text{Luas permukaan} = 7,065 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned}
 HL &= (\text{rate liquid} \times t) / (\rho_L \times A) \\
 &= \frac{14403 \times 0,0833}{64,91 \times 7,065} \\
 &= 2,617 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

- 4 Tinggi ruang kosong diatas liquid

$$\text{ditetapkan tinggi ruang kosong diatas} = 1 \text{ ft}$$

5 Tebal tutup dan tinggi bejana

Direncanakan : tutup atas = tutup bawah

Bahan konstruksi : SA-353 Low Alloy Stell
(Tabel 13.1, Brownell & Young)

$$f = 22500$$

$$E = 0,85$$

$$C = 0,125$$

Menentukan tebal shell

$$Pop = 14,5 \text{ psia}$$

$$Pdis = 1,3 \times Pop$$

$$= 18,85 \text{ psia}$$

$$= 4,15 \text{ psig}$$

$$ts = \frac{4,15 \text{ lb/in}^2 \times 36 \text{ in}}{2 \left(22500 \text{ lb/in}^2 \times 0,85 + 0,6 \times 4,15 \text{ lb/in}^2 \right)} + 0,125$$

$$ts = 0,1289 \text{ distandarkan menjadi } = 3/16 = 0,1875$$

$$OD = ID + 2ts$$

$$= 36,375 \text{ in}$$

Standarisasi

$$\text{Digunakan OD} = 38 \text{ in}$$

$$r = 36 \text{ in}$$

$$icr = 2 \frac{3}{8} \text{ in}$$

Penentuan tinggi tutup

digunakan tutup berbentuk standar dished

$$Rc = 36$$

$$tha = \frac{0,885 \times Pd \times Rc}{2(fE - 0,1Pd)} + C$$

$$= 0,1285 \quad \text{distandarkan} = 0,25 \text{ in}$$

$$\text{tinggi tutup} = t + b + sf$$

$$\text{diambil sf} = 2 \text{ in}$$

(berkisar antara 1.5"-2.5", tabel 5.6 Brownell & Young)

$$\text{icr} = 2,375$$

$$\text{BC} = \text{Rc} - \text{icr} = 33,625 \text{ in}$$

$$\text{AB} = \text{ri} - \text{icr} = 15,625 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi head (b)} &= \text{Rc} - (\text{BC}^2 - \text{AB}^2)^{1/2} \\ &= 6,2259 \text{ in} \\ &= 0,5188 \text{ ft} \end{aligned}$$

Tinggi tutup

$$\begin{aligned} \text{OA} &= \text{tha} + b + sf \\ &= 0,25 + 0,52 + 2 \\ &= 2,77 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{T total} &= \text{tinggi tray} + \text{tinggi ruang kosong diatas tray} + \text{tinggi hold} \\ &\quad \text{up liquid} + \text{tinggi ruang kosong diatas liquid} + \text{tinggi tutup} \\ &= 20 + 2 + 2,617 + 1 + 2 \times 2,77 \\ &= 30,988 \text{ ft} \end{aligned}$$

7) Separator (H-510)

Fungsi : Memisahkan fase gas dan fase liquid pada gas alam

Kondisi operasi

$$P_{op} = 40 \text{ bar}$$

$$T_{op} = 35 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Perhitungan :

$$\text{Mass rate liquid} = 5650,2 \text{ kg/hr} = 12457 \text{ lb/hr}$$

$$\text{Viscositas} = 0,116 \text{ cp} = 8\text{E-}05 \text{ lb/ft.s}$$

$$\text{Densitas} = 495,79 \text{ kg/m}^3 = 30,95 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Rate volumetrik (Q)} = \frac{g_f}{\rho \times 3600 \text{ s}} = \frac{12456,6}{31 \times 3600}$$

$$= 0,112 \text{ ft}^3/\text{s} = 41,77 \text{ gpm}$$

$$Q = 0,003 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$11,39 \text{ m}^3$$

$$\text{Mass rate gas} = 1431,8 \text{ kg/hr} = 3157 \text{ lb/hr}$$

$$\text{Viscositas} = 1\text{E-}02 \text{ cp} = 8\text{E-}06 \text{ lb/ft.s}$$

$$\text{Densitas} = 64,394 \text{ kg/m}^3 = 4,020 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Rate volumetrik (Q)} = \frac{g_f}{\rho \times 3600 \text{ s}} = \frac{3156,5}{4,02 \times 3600}$$

$$= 0,218 \text{ ft}^3/\text{s} = 81 \text{ gpm}$$

$$Q = 0,006 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$22,2 \text{ m}^3$$

$$V_m = 0.064 \left(\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} \right)^{(1/2)} m/s \quad \text{Saunders-Brown equation}$$

"Ulrich hal 203"

$$V_m = 0,17 \text{ m/s}$$

$$A = \frac{G}{V_m} \text{ Diperoleh Besar luasan}$$

$$A = 68,8 \text{ m}^2$$

$$A = \frac{1}{4} \pi D^2 \text{ Besar Diameter}$$

$$D = 9,3588 \text{ m} \quad 368,46 \text{ in}$$

Diasumsi :

$$1 \text{ Waktu tinggal} = 10 \text{ menit}$$

$$2 \text{ Disediakan ruang kosong sebesar} = 96 \text{ in}$$

$$= 2,438 \text{ m}$$

$$\text{Volume liq} = 0,036 \text{ m}^3$$

$$\text{Tinggi liq} = 0,0005 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi total} = 2,439 \text{ m}$$

$$\text{Diperoleh besar H/D} = 0,2606$$

Ratio dianggap bagus apabila $H/D < 1$ (Ulrich hal 203)

$$V = \frac{1}{4} \pi D^2 H \text{ Maka besar Volume adalah}$$

$$V = 167,84 \text{ m}^3$$

Sambungan ditetapkan dengan menggunakan double welded butt join ($E=0.8$) (Brownell and young hal.254)

Dengan pers. (4-115) Ulrich, dapat dihitung tebal shell:

Penentuan tebal shell (t_s)

Bahan = Dinding bagian dalam dibuat dari baja dgn campuran 9% Ni, dan dinding bagian luar dibuat dari baja carbon steel.

$$f = 13750 \text{ psi}$$

Sambungan las, dipilih tipe double welded butt joint

$$E = 0,8 \text{ (Brownell and Young, 254)}$$

$$C = 1/8 \text{ in}$$

$$P_{\text{operasi}} = 580,3 \text{ psi}$$

$$t_s = \frac{P \times d_i}{2 fE + 0,4P} + C$$

$$= 2,130 \text{ in}$$

diambil = 1,5 in (Ukuran standart, Brownell tabel 5.7 hal. 91)
standarisasi OD

$$\begin{aligned} \text{OD} &= D_i + 2t_s \\ &= 371,5 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{diambil OD} = 240 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} D_i \text{ baru} &= \text{OD} - 2t_s \\ &= 237,0 \text{ in} \\ &= 19,75 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_s &= 1,4 D_i \\ &= 7,90 \text{ ft (tinggi shell)} \end{aligned}$$

Perhitungan tebal tutup

Dipilih tutup : Elliptical Dished head

Dari pers. 7.56 dan 7.57 dapat dihitung tebal tutup atas:

$$\begin{aligned} V &= \frac{2 + k^2}{6} \\ &= 1 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_{\text{tutup}} &= \frac{P_{\text{desain}} d_i V}{(2 fE - 0,2 P_{\text{desain}})} + C \\ &= 1,967 \text{ in} \\ &= 2 \text{ in (tebal standart, Brownell and young)} \end{aligned}$$

8) Reaktor DME (R-410)

Fungsi : Untuk mengkonversi syngas menjadi
Dimethyl Ether

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-285 Grade C

Bentuk : Silinder vertikal dengan alas dan tutup *ellipsodial dished*

Tekanan operasi = 50 bar = 5000 kPa

Laju alir massa = 7082 kg/jam

Laju alir molar = 706,56 kmol/jam

Densitas = 5,626 kg/m³ : 0,5348 lb/ft³

Space velocity (s) = 50 /jam (*Seyyed, 2012*)

Waktu tinggal = 1/s

= 0,0200000 jam

Temperatur masuk = 260 °C = 533,15 K

Perhitungan Desain Reaktor

$$C_{ao} = \frac{P}{RT} = \frac{5000 \text{ kPa}}{(8,314 \text{ kPa.m}^3/\text{kmol.K})(533,15 \text{ K})}$$
$$= 1,128 \text{ kmol/m}^3$$

a. Menentukan Volume Reaktor dan Kebutuhan Katalis

Aliran dalam reaktor adalah plug flow, maka volume reaktor dihitung dengan persamaan berikut :

$$\frac{V_r}{F_{ao}} = \frac{\tau}{C_{ao}} \quad (\text{Levenspiel, 2002})$$

Dimana :

V_r = Volume reaktor

τ = Waktu tinggal reaktan

C_{ao} = Konsentrasi reaktan

F_{ao} = Laju alir molar reaktan

maka :

$$\begin{aligned}V_r &= \frac{\tau \cdot F_{ao}}{C_{ao}} = \frac{(0,02 \text{ jam})(706,56 \text{ kmol/jam})}{1,128 \text{ kmol/m}^3} \\&= 12,528 \text{ m}^3 \\&= 442,41 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

Ruang bebas dalam reaktor direncanakan 20 %

$$\begin{aligned}V_r &= (1 + 0,2) \times 442,41 \text{ ft}^3 \\&= 530,89 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

Katalis yang digunakan adalah Al_2O_3 dengan data :

Bentuk = Serbuk

Bulk density = 200 kg/m³ (WVU project, 1999)

Jumlah katalis yang diperlukan 0,2 kg/jam x 24 jam/ hari x 300 hari
= 1440 kg

$$\begin{aligned}\text{Volume katalis} &= \frac{1440 \text{ kg}}{200 \text{ kg/m}^3} \\&= 7,2 \text{ m}^3 = 254,27 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Sehingga volume reaktor direncanakan } V_r + V_{\text{katalis}} \\&= 530,89 + 254,27 \\&= 785,15 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

b. Menentukan Diameter dan Tinggi Reaktor

Perbandingan $H/D = 4/3$

Volume shell tangki (V_s) :

$$V_s = \pi/4 D^2 (4/3 D)$$

$$V_s = \pi/3 D^3$$

Volume tutup tangki (V_h) :

$$V_h = \pi/6 D^2 (1/4 D)$$

$$V_s = \pi/24 D^3$$

Volume tangki (V_t) :

$$\begin{aligned}
 V_r &= V_s + 2V_h \\
 V_r &= \frac{5}{12} \pi D^3 \\
 785,15 &= 1,308 D^3 \\
 D^3 &= 600,12 \text{ ft}^3 \\
 D &= 8,435 \text{ ft} \approx 9 \text{ ft} = 108 \text{ in} \\
 H_s &= \frac{4}{3} D \\
 &= 11,247 \text{ ft} \approx 12 \text{ ft} = 144 \text{ in}
 \end{aligned}$$

c. Menentukan Tebal Shell Tangki

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk cylindrical tank :

$$t_{\min} = \frac{P \times r_i}{fE - 0,6P} + C \quad (\text{Brownell, pers 13-1, hal.254})$$

Dengan :

t_{\min} = Tebal shell minimum; in

P = Tekanan tangki; psi

r_i = Jari-jari tangki; in ($1/2D$)

C = Faktor korosi; in (digunakan $1/8$ in)

E = Faktor pegelasan, digunakan double welded but join

$E = 0,8$

f = Stress allowable, bahan konstruksi Carbon steel SA-285 grade C, maka $f = 13750$ psi

(Brownell, T.13-1)

P operasi = 50 bar = 725 psi

P desain diambil 20 % lebih besar dari P operasi untuk faktor keamanan.

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{\rho \times H}{144} = 0,045 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned}
 P_{\text{total}} &= (P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}) \\
 &= 725 + 0,045 \\
 &= 725,04 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

$$P_{\text{design}} = 1,2 \times P_{\text{total}} = 870,05 \text{ psi}$$

$$r = 1/2 D$$

$$r = 1/2 \times 108 \text{ in} = 54 \text{ in}$$

$$t_{\min} = \frac{870,05 \times 54}{(13750 \times 0,8) - (0,6 \times 870,05)} + 0,125$$

$$= 4,609 \text{ in} \approx 4 \frac{1}{2} \text{ in}$$

e. Menentukan Tinggi Tutup Atas dan Bawah Tangki
Perbandingan $H/D = 1/4$

Diameter tutup sama dengan diameter shell, maka :

$$H_h = 1/4 D$$

$$= 2,109 \text{ ft} = 25 \text{ in}$$

f. Menentukan Tebal Tutup Atas dan Bawah Tangki

Tipe tutup ellipsoidal dished head

$$t_{\min} = \frac{P \times d_i}{2 fE - 0,2P} + C \quad (\text{Brownell, pers 13-10, hal.256})$$

Dengan :

t_{\min} = Tebal shell minimum; in

P = Tekanan tangki; psi

d_i = Inside diameter tangki; in

C = Faktor korosi; in (digunakan $1/8$ in)

E = Faktor pegelasan, digunakan double welded but join

$$E = 0,8$$

f = Stress allowable, bahan konstruksi Carbon steel SA-285 grade C, maka $f = 13750$ psi

(Brownell, T.13-1)

$$t_{\min} = \frac{870,05 \times 108}{(13750 \times 0,8) - (0,2 \times 870,05)} + 0,125$$

$$= 4,4648 \text{ in} \approx 4 \frac{1}{2} \text{ in}$$

Perencanaan coil pemanas

Umpan:

$$\text{Masuk} \quad T_1 = 240 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$= 464 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Keluar} \quad T_2 = 240 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$= 464 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Water:

$$\text{Masuk} \quad t_1 = 270 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$= 518 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Keluar} \quad t_2 = 270 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$= 518 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$L = 1 \text{ ft}$$

$$N = 100 \text{ rpm} = 6000 \text{ rev/hr}$$

$$\rho = 61,94 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$\mu = 0,656 \text{ cp}$$

$$= 1,5875 \text{ lb}/(\text{ft})(\text{hr})$$

$$k = 0,364 \text{ Btu}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F}/\text{ft})$$

$$C_p = 0,999 \text{ Btu}/(\text{lb})(^\circ\text{F})$$

$$\text{Re}_i = \frac{L^2 N \rho}{\mu}$$

$$= 234101$$

Dari figure 20.2 (Kern) diperoleh data heat transfer coefficient coils:

$$j = 1400$$

$$\text{Digunakan turns OD} = 1,5 \text{ in}$$

$$\text{Mean coil diameter} = 50 \text{ in}$$

$$\text{Di} = 1,01 \text{ ft}$$

$$\left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/3} = 2$$

$$\left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14} = 1 \text{ untuk non viscous fluid}$$

$$h_e = j \frac{k}{D} \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$$

$$= 824,08 \text{ Btu}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})$$

untuk steam pemanas :

$$h_{oi} = 1500$$

$$U_c = \frac{h_e h_{oi}}{h_e + h_{oi}} = \frac{824,08 \times 1500}{824,08 + 1500}$$

$$= 531,87 \text{ Btu}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})$$

Dari table 12 (Kern) diperoleh data dirt factor:

$$R_d = 0,001$$

$$h_d = \frac{1}{0,001}$$

$$= 1000$$

$$U_D = \frac{U_c h_d}{U_c + h_d} = \frac{531,87 \times 1000}{531,87 + 1000}$$

$$= 347,21$$

$$Q = 12631547 \text{ btu/jam}$$

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta T} = \frac{12631546,64}{347,21 \times 518}$$

$$= 70,233 \text{ ft}^2$$

$$\text{External surface} = 0,3925 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Per turn} &= \pi \times (50/12) \times 0,3925 \\
 &= 5,1352 \text{ ft}^2 \\
 \text{Turn} &= \frac{70,233}{5,1352} \\
 &= 13,68
 \end{aligned}$$

9) Distilasi DME (D-610)

Fungsi : Memisahkan produk DME dari campuran produk bawah kolom distilasi

Tipe : Tray column

Desain : Tray column dengan menggunakan jenis *sieve tray*

Bahan konstruksi : Carbon steel SA 285 Grade A

Jumlah : 1 unit

Resume Neraca Massa :

Komp	Feed		Distillate		Bottom	
	F	x_F	D	x_D	B	x_B
CH ₄	0,1050	0,000	0,10503	0,000	0,0000	0,0000
CO ₂	43,4358	0,008	43,4358	0,0151	0,0000	0,0000
N ₂	0,0506	0,000	0,05059	0,000	0,0000	0,0000
H ₂ O	2717,61	0,481	0,00002	0,000	2717,6	0,9829
CO	0,0103	0,000	0,01034	0,000	0,0000	0,0000
H ₂	0,1965	0,000	0,19654	0,000	0,0000	0,0000
CH ₃ OH	46,6757	0,008	0,46676	0,0002	46,209	0,0167
DME	2842,12	0,503	2841	0,9847	1,137	0,0004
Total	5650,2	1,000	2885,2	1,000	2765,0	1,000

Light Key Component = DME

Heavy Key Component = Methanol

Temperatur Puncak Kolom = 73,03 °C

= 346,03 K

Temperatur Dasar Kolom = 182,41 °C

$$\begin{aligned}
 &= 455,41 \text{ K} \\
 \text{Temperatur Rata-rata Kolom} &= 400,72 \text{ K} \\
 \text{Tekanan Operasi Kolom} &= 11 \text{ bar}
 \end{aligned}$$

Minimum Reflux Ratio (Rm)

Tekanan uap dapat dihitung menggunakan persamaan Antoine
Dengan rumus sebagai berikut (Copey, 2011) :

$$\text{Log Pv} = A - \frac{B}{t(^{\circ}\text{C}) + C}$$

- A, B, C = Konstanta Antoine
 P° = Tekanan uap (mmHg)
 t = Temperatur (°C)

Antoine Coefficient

Komponen	Koefisien		
	A	B	C
CH ₄	6,69561	405,42	267,78
CO ₂	9,81	1347,786	273
N ₂	6,49457	255,68	266,55
H ₂ O	8,07131	1730,63	233,426
CO	6,69422	231,743	267,99
H ₂	5,81464	66,7945	275,65
CH ₃ OH	7,97328	1515,14	232,85
CH ₃ OCH ₃	6,976	889,264	241,96

K value pada 101.45 11 8360 mmHg

Komponen	log Pv	Pv (mmHg)	Ki = Pv/P	αi=Ki/Kc
CH ₄	5,5976	395908,9	47,3575	143,41
CO ₂	6,2106	1624145,4	194,2758	588,33
N ₂	5,7998	630648,5	75,4364	228,45

H ₂ O	2,9033	800,5	0,0957	0,2900
CO	6,0669	1166643,5	139,5507	422,60
H ₂	5,6375	434023,5	51,9167	157,22
CH ₃ OH	3,4410	2760,6	0,3302	1,0000
CH ₃ OCH ₃	4,3865	24349,4	2,9126	8,8203

Asumsi, $q = 1$

$$1 - q = \sum \frac{\alpha_i x_i F}{\alpha_i - \theta}$$

Setelah dilakukan trial, didapatkan hasil :

$$\theta = 1,00071$$

Menentukan nilai R_m :

$$R_m + 1 = \sum \frac{\alpha_i x_i D}{\alpha_i - \theta} \quad (\text{Geankoplis, 2003})$$

Komponen	$R_m + 1$
CH ₄	3,666E-05
CO ₂	0,0150801
N ₂	1,761E-05
H ₂ O	-3,52E-09
CO	3,594E-06
H ₂	6,855E-05
CH ₃ OH	0,2278502
CH ₃ OCH ₃	1,1106689
Total	1,3537255

$$R_m = 0,3537255$$

R optimum 1,2 - 1,5 R_m

$$R = 1,5 R_m$$

$$R = 0,5306$$

Menghitung Jumlah Stage

$$Nm = \frac{\log \left[\left(\frac{x_{ld} \cdot D}{X_{hd} \cdot D} \right) \left(\frac{x_{hb} \cdot B}{x_{lb} \cdot B} \right) \right]}{\log(\sqrt{\alpha_{ld} \alpha_{lb}})}$$

$$\alpha_{LD} = 22,745$$

$$\alpha_{LB} = 0,123$$

$$\alpha_{L,av} = 1,6726$$

$$X_{LD} \cdot D = 41,139$$

$$X_{HB} \cdot B = 0,8250$$

$$X_{HD} \cdot D = 0,0083$$

$$X_{LB} \cdot B = 0,0165$$

$$X_{LD} \cdot D / X_{HD} \cdot D = 4956,5$$

$$X_{HB} \cdot B / X_{LB} \cdot B = 50$$

$$Nm = \frac{\log(4956.5 \times 50)}{\log(1.6726)}$$

$$Nm = 24,0573$$

Dari perhitungan di atas diperoleh nilai N_m , R_{min} dan R .

$$N_m = 24,0573$$

$$R_{min} = 0,3537255$$

$$\begin{aligned} R &= 1,5 \times R_{min} \\ &= 1,5 \times 0,3537255 \\ &= 0,5305883 \end{aligned}$$

Jumlah stage teoritis dihitung dengan persamaan Eduljee

$$\frac{N - N_m}{N + 1} = 0.75 \left[1 - \left(\frac{R - R_m}{R + 1} \right)^{0.566} \right]$$

$$\frac{N - 24,057}{N + 1} = 0,8 \left[1 - \frac{(2.5069 - 1.6713)}{(2.5069+1)} \right]^{0,566} \quad]$$

$$\frac{N - 24,0573}{N + 1} = 0,52890$$

$$N - 24,0573 = 0,52890 (N + 1)$$

$$N - 24,0573 = 0,52890 N + 0,52890$$

$$0,4711025 N = 24,58620$$

$$N = 52,18864$$

- d. Menentukan lokasi umpan masuk kolom,
 Penentuan lokasi umpan kolom distilasi menggunakan persamaan Kirkbride,

$$\log \frac{N_e}{N_s} = 0.206 \log \left[\left(\frac{x_{HF}}{x_{LF}} \right) \frac{W}{D} \left(\frac{x_{LW}}{x_{HB}} \right)^2 \right]$$

$$\text{Asumsi efisiensi tray} = 0,59$$

$$(x_{LK})_F = 0,50301$$

$$(x_{HK})_F = 0,00826$$

$$(x_{LK})_B = 0,00041$$

$$(x_{HK})_D = 0,000162$$

$$W = 3041,21$$

$$D = 7684,21$$

$$N_s = \text{Jumlah stage dibawah titik masuk feed (stripping)}$$

$$N_e = \text{Jumlah stage diatas titik masuk feed (enriching)}$$

$$\log \left[\frac{N_e}{N_s} \right] = 0.206 \times \log \frac{(W \times (x_{HK})_F \times (x_{LK})_W)^2}{(D \times (x_{LK})_F \times (x_{HK})_D)}$$

$$= 0,206 \times \log \left[\frac{3041,2}{7684,2} \times \frac{0,0083}{0,50} \times \frac{0,0004}{0,0002} \right]^2$$

$$= -0,283639$$

$$\frac{N_e}{N_s} = 0,5204278 \quad , \quad N_e = 0,5204278 \times N_s$$

Dari perhitungan sebelumnya, telah didapatkan N ,

$$N_{\text{Theoretical}} = 52$$

$$\begin{array}{rclcl} N_e & + & N_s & = & N_{\text{Theoretical}} \\ N_e & + & N_s & = & 52 \\ 0,5204278 N_s & + & N_s & = & 52 \\ 1,5204278 N_s & = & 52 & & \\ & & N_s & = & 34,32 \\ & & & \approx & 58,18 \quad (\text{Aktual}) \\ & & N_e & = & 17,86 \\ & & & \approx & 30,28 \quad (\text{Aktual}) \end{array}$$

Jadi umpan masuk pada *plate* ke 31 dari atas kolom

Perhitungan Laju Alir Gas dan Liquid

Asumsi : Equimolar Counter Flow

$$R = 0,5306$$

$$D = 2885,2 \text{ kg/jam}$$

$$L = \text{Refluks} \times \text{Distilat}$$

$$= 1530,9 \text{ kg/jam}$$

$$= 47,78 \text{ kmol/jam}$$

$$V = (\text{Refluks} + 1) \times \text{Distilat}$$

$$= 4416,1 \text{ kg/jam}$$

$$= 137,83 \text{ kmol/jam}$$

Feed Distilasi :

$$F = 5650,2 \text{ kg/jam}$$

$$= 205,46 \text{ kmol/jam}$$

$$q = 1$$

$$qF = 205,46 \text{ kmol/jam}$$

$$= 5701,6 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned}
 (q-1)F &= 0 \text{ kmol/jam} \\
 &= 0 \text{ kg/jam} \\
 L' &= q.F + L \\
 &= 253,24 \text{ kmol/jam} \\
 &= 7232,5 \text{ kg/jam} \\
 V' &= (q - 1).F + V \\
 &= 137,83 \text{ kmol/jam} \\
 &= 4416,1 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Perhitungan perancangan kolom distilasi

$$\begin{aligned}
 P \text{ operasi} &= 11 \text{ atm} = 1114,3 \text{ kPa} \\
 L &= 7232,451 \text{ kg/h} = 15944,557 \text{ lb/h} \\
 V &= 4416,130 \text{ kg/h} = 9735,7357 \text{ lb/h}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Suhu gas masuk} &= 51,54 \text{ }^{\circ}\text{C} = 125 \text{ }^{\circ}\text{F} \\
 \text{Tekanan gas masuk} &= 10,00 \text{ atm} = 146,960 \text{ psi} \\
 \rho_{\text{gas}} &= 0,41460 \text{ lb/ft}^3 \\
 Q_{\text{gas}} &= 23482,237 \text{ ft}^3/\text{h} \\
 &= 6,523 \text{ ft}^3/\text{s} \\
 \rho_{\text{liquid}} &= 50,460 \text{ lb/ft}^3 = 808,29 \text{ kg/m}^3 \\
 q_{\text{liquid}} &= 315,984 \text{ ft}^3/\text{h} \\
 &= 39,40 \text{ gal/min} \\
 \mu_L &= 0,1682 \text{ cp} \\
 &= 0,000113 \text{ lb/ft.s}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan "*Process Plant Design*" by. J.R Backhurst & J.H Harker, p.174-183

1. Flow Parameter (F_{lv})

$$\sigma = 23,7 \text{ dyne/cm}$$

$$F_{lv} = (L/V) \times (\rho_V/\rho_L)^{0.5}$$

$$= 0,148$$

2. Vapour Capacity (C_{sb})

Assume plate spacing 24 in
 $= 2 \text{ ft}$

From *fig. 6.3*, p. 166

$$C_{sb} = 0,4$$

faktor koreksi :

$$\begin{aligned} C_{sb} &= (C_{sb})_{20} \times (\sigma/20)^{0.2} \\ &= 0,414 \end{aligned}$$

Flooding capacity based on net area (U_{nf}) = 4,548 ft/s

3. Tray Selection

Tipe Aliran single crossflow with segmental downcomers

$$\begin{aligned} \text{Dipilih } A_d &= 0,12 \text{ At} \\ l_w &= 0,77 \text{ Dt} \\ \text{net Area (An)} &= \text{At} - A_d \\ &= 0,88 \text{ At} \\ h_w &= 2 \text{ in} \\ \text{hole size (d}_h\text{)} &= 0,188 \text{ in} \\ \text{tray thickness} &= 0,074 \text{ in} \end{aligned}$$

4. Tower Diameter

Dipilih persen flooding 80%

$$F^* = 0,8$$

$$\begin{aligned} U_{n^d} &= F^* \times U_{nf} \\ &= 3,638 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{At} &= Q / (0,88 U_{n^*}) \\ &= 2,037 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Dt} &= (4\text{At}/\pi)^{0.5} \\ &= 1,611 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Dipakai tower diameter} &= 11 \text{ ft} \\
 \text{Tower area (At)} &= (\pi D^2)/4 \\
 &= 95 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

5. Tabulation of tower area

$$\begin{aligned}
 \text{Tower Area} &= 95 \text{ ft}^2 \\
 \text{Downcomer area (A_d)} &= 0.12 \text{ At} \\
 &= 11,398 \text{ ft}^2 \\
 \text{Net Area (An)} &= 0.88 \text{ At} \\
 &= 83,587 \text{ ft}^2 \\
 \text{active area (Aa)} &= 0.76 \text{ At} \\
 &= 72,189 \text{ ft}^2 \\
 \text{hole area (Ah)} &= 0.1 \text{ At} \\
 &= 9,499 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

6. Flooding Check

$$\begin{aligned}
 U_n &= Q/A_n \\
 &= 0,078 \text{ ft/s} \\
 F &= F^* \times (U_n/U_n^*) \\
 &= 0,02
 \end{aligned}$$

7. Calculation of entrainment

$$\begin{aligned}
 F_{lv} &= 0,148 \\
 \psi &= 0,035 \text{ (fig. 6-4)}
 \end{aligned}$$

8. Tray pressure drop

a hole velocity

$$\begin{aligned}
 \text{Vapor velocity through holes (U_h)} &= Q/A_h \\
 &= 0,687 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

$$\text{tray thickness/hole diameter} = 0,395$$

$$\text{hole area/active area} = 0,132$$

dari *fig. 6.8*, p.172

$$\begin{aligned}\text{gross \% free area} &= A_h/A_t \\ &= 0,1\end{aligned}$$

$$(1/C_{vo})^2 = 1,6$$

$$C_{vo} = 0,79$$

$$\begin{aligned}\Delta P_{\text{dry}} &= 0.186(\rho_v/\rho_L)U_h^2(1/C_{vo})^2 \\ &= 0,001 \text{ in}\end{aligned}$$

b Aerated liquid drop (h_a)

$$\begin{aligned}F_{va} &= (Q/Aa)\rho_v^{0.5} \\ &= 0,058\end{aligned}$$

dari *fig. 6-9*, p. 173

$$Q_p = 0,6$$

$$\begin{aligned}\text{weir length (lw)} &= 0.77 \text{ Dt} \times 12 \\ &= 101,6 \text{ in} \\ &= 8,5 \text{ ft}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Height of liquid crest over weir (h}_{ow}) &= 0.48(q/lw)^{0.67} \\ &= 0,254 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\text{weir height (h}_w) \text{ ditetapkan} = 2 \text{ in} = 51 \text{ mm}$$

$$\begin{aligned}\text{Aerated liquid drop (h}_a) &= Q_p(h_w + h_{ow}) \\ &= 1,353 \text{ in}\end{aligned}$$

c Total tray pressure drop

$$\begin{aligned}\Delta P_T &= \Delta P_{\text{dry}} + h_a \\ &= 1,354 \text{ in}\end{aligned}$$

9. Weep Point

$$\begin{aligned}\text{Head loss due to bubble formation (h}\sigma) &= 0.04\sigma/\rho_L d_h \\ &= 0,1 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\Delta p_{\text{dry}} + h\sigma = 0,102 \text{ in}$$

$$h_w + h_{ow} = 2,254 \text{ in}$$

operasi yang dilakukan terletak diatas relevan line pada *fig. 6-5*

sehingga weeping bukan suatu masalah

10. Downcomer residence time

$$\begin{aligned} V_d &= L / (3600 A_d \rho_L) \\ &= 0,01 \text{ ft/s} \\ \text{residence time} &= \text{tray spacing} / V_d \\ &= 259,72 \text{ s} \end{aligned}$$

residence time lebih besar dari residence time minimum (3 s)
sehingga desain memenuhi

11. Liquid Gradient (Δ)

a Height of froth

$$\begin{aligned} h_f &= h_a / (2Q_p - 1) \\ &= 6,763 \text{ in} \end{aligned}$$

b Hydraulic radius (R_h)

$$\begin{aligned} D_f &= (1w + Dt) / 2 \\ &= 9,735 \text{ ft} \\ R_h &= h_f D_f / (2h_f + 12 Dt) \\ &= 0,51 \text{ ft} \end{aligned}$$

c Velocity of aerated mass (U_f)

$$\begin{aligned} \Phi &= 0,2 \text{ (fig. 6-9)} \\ U_f &= 0,0267 q / (h_f \Phi D_f) \\ &= 0,080 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

d Reynold modulus (R_{eh})

$$\begin{aligned} R_{eh} &= R_h U_f \rho_L / \mu_L \\ &= 18013,923 \end{aligned}$$

e Friction factor (f)

dari fig. 6-10 diperoleh $f = 0,02$

f Calculate Δ

$$L_f = 0.77 Dt$$

$$= 8,5 \text{ ft}$$

$$\Delta = 12 f U_f L_f / R_h g$$

$$= 0,001 \text{ in}$$

12. Height of aerated mass in downcomer

$$\text{asumsi clearance (Cl)} = 1,5 \text{ in}$$

$$\text{Area under downcomer apron (A}_{da}) = (Cl/12) \times L_f$$

$$= 1,06 \text{ ft}^2$$

$$\text{Head loss under downcomer apron (h}_{ad}) = 0.03(q/100 A_{da})^2$$

$$= 0,004 \text{ in}$$

$$\text{Height of clear liquid in downcomer (h}_{dc}) = \Delta P_T + h_w + h_{ow} + \Delta + h_{da}$$

$$= 2,26 \text{ in}$$

10. Pompa (L-324)

Fungsi : Mengalirkan larutan MEA dari Stripper ke Absorber

$$\text{Rate feed} = 6297,4 \text{ kg/jam} = 3,86 \text{ lbm/s}$$

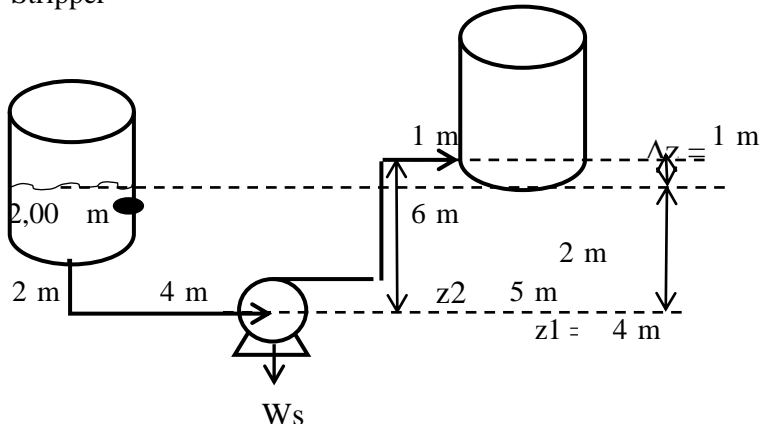
$$\rho \text{ campuran} = 1074,0 \text{ kg/m}^3 = 67,05 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\mu \text{ campuran} = 81,21 \text{ kg/m.jam} = 0,0152 \text{ lbm/ft.s}$$

$$\text{Debit (Q)} = 5,86 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,0575 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$= 911,71 \text{ gpm}$$

Stripper



Untuk bagian perpipaan akan direncanakan :

Panjang pipa lurus = 14,524 m = 47,65092 ft

Beda ketinggian = 1,00 m = 3,28084 ft

Elbow 90oC = 3 buah

Globe valve = 1 buah (*wide open*)

Gate valve = 1 buah (*wide open*)

$P_1 = P + \rho gh = 121049,94 \text{ Pa}$

$P_2 = 17 \text{ bar} = 1700000 \text{ Pa}$

Perhitungan diameter pipa :

Asumsi : aliran turbulent ($N_{Re} > 2100$)

$D_i \text{ optimum} = 3.9 \times Q^{0.45} \times \rho^{0.13} \quad (\text{Timmerhauss, p:496})$

= 3,9 x 0,28 x 1,7

= 1,863851209 in

Jadi digunakan D pipa 0,50 in IPS sch. 80 (*Kern, Table 11*)

OD = 0,84 in = 0,0699997 ft

ID = 0,646 in = 0,0538333 ft = 0,0164 m

A = 0,235 in² = 0,0016318 ft²

Kecepatan alir

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{0,0575}{0,00163184} = 35,249 \quad \text{ft/s}$$

Cek N_{Re} :

$$N_{Re} = \frac{\rho \times D \times v}{\mu} = \frac{127,22202}{0,0152} = 8392,9 \quad (\text{Asumsi benar})$$

Perhitungan *friction losses* :

a. *Sudden contraction* dari outlet tangki

$$K_C = 0,55 \times \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \quad (\text{Geankoplis, hal 98})$$

Karena $A_2 \gg A_1$ maka :

$$\frac{A_2}{A_1} = 0$$

Jadi, $K_C = 0,55$ dan $\alpha = 0,5$ (aliran viscous)

$$\begin{aligned} H_C &= K_C \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \\ &= 0,55 \times \frac{1242,462}{32,2} \\ &= 21,222 \quad \text{ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

b. Friksi pada sambungan dan *valve*

Elbow 90o ; $K_f = 0,75$ (Geankoplis

Globe valve ; $K_f = 6$ Tabel 2.10-1 hal 93)

Gate valve ; $K_f = 0,17$

- Friksi pada 3 buah *elbow 90o*

$$\begin{aligned} hf_1 &= 3 K_f \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \\ &= 2,25 \times \frac{1242,462}{32,2} \\ &= 86,8180 \quad \text{ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

- Friksi pada 1 buah *globe valve (wide open)*

$$\begin{aligned}
 hf_2 &= 1 K_f \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \\
 &= 6 \times \frac{1242,462}{32,2} \\
 &= 231,5146 \text{ ft.lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

- Friksi pada 1 buah *gate valve (wide open)*

$$\begin{aligned}
 hf_3 &= 1 K_f \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \\
 &= 0,17 \times \frac{1242,462}{32,2} \\
 &= 6,5596 \text{ ft.lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

Total friksi pada sambungan dan *valve* :

$$\begin{aligned}
 \Sigma hf &= hf_1 + hf_2 + hf_3 \\
 &= 324,8922 \text{ ft.lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

c. Friksi pada pipa lurus

$$L = 47,65092016 \text{ ft}$$

Material pipa : *commercial steel*

$$f = 2,5 \quad (\text{Geankoplis Fig. 2.10-3})$$

$$\begin{aligned}
 F_f &= 4 f \times \frac{\Delta L \times v^2}{D \times 2g_c} \\
 &\quad (\text{Geankoplis, Eq. 2.10-6, p:92}) \\
 &= 10 \times \frac{59204,4532}{3,466866667} \\
 &= 170772,2 \text{ ft.lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

d. *Sudden expansion* ke inlet tangki

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2} \right) \quad (\text{Geankoplis, Eq. 2.10-15, p:93})$$

$$\text{Karena } A_1 \lll A_2 \text{ maka : } \frac{A_1}{A_2} = 0$$

$$\text{Jadi, } K_{ex} = 1 \text{ dan } \alpha = 0,5 \quad (\text{aliran turbulen})$$

$$hex = K_{ex} \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c}$$

$$= 1 \times \frac{1242,462}{32,2}$$

$$= 38,58577 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Total friksi :

$$\Sigma F = HC + \Sigma hf + Ff + hex$$

$$= 171156,9 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Mechanical energy balance

$$\Delta P = 1578950 \text{ Pa} = 228,9 \text{ psi}$$

$$v_1 = v_2 = 35,25 \text{ ft/s}$$

$$-W_s = \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{g}{g_c} \Delta Z + \frac{v_2^2 - v_1^2}{2 \times \alpha \times g_c} + \Delta F \text{ (Geankoplis, Eq. 2.10-20)}$$

$$= \frac{228,95}{67,05} + 3,2808 + \frac{0,000}{32,2} + 171157$$

$$= 171163,6201 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\text{Efisiensi pompa } \eta_p = 50\% \text{ (Timmerhauss, Fig. 14-37, p:520)}$$

$$\text{BHP} = \frac{m \times -W_s}{\eta} = \frac{660085,3}{50\%}$$

$$= 1320170,6 \text{ ft.lbf/s} = 2400,3101 \text{ hp}$$

$$\text{Efisiensi motor } \eta_m = 70\% \text{ (Timmerhauss, Fig. 14-38, p.521)}$$

$$\text{Konsumsi power} = \frac{\text{BHP}}{\eta_m} = \frac{2400,3101}{70\%}$$

$$= 3429,0144 \text{ hp}$$

$$\text{Jadi, digunakan power pompa} = 3429,0144 \text{ hp}$$

11) COOLER (E-312)

Fungsi : Mendinginkan gas proses dengan memanfaatkan air pendingin

Jenis : 1 - 2 Shell and Tube Heat Exchanger

Jumlah : 1 unit

Asumsi instalasi shell and tube dari tabel 9 dan 10, halaman 841-843

(Kern, 1950)

Shell :

Diameter dalam (ID) = 19 1/4 in

Baffle space (B) = 3 in

Passes (n) = 1

Tube :

Diameter dalam (ID) = 0,87 in

Diameter luar (OD) = 1 in

BWG = 16

Pitch = 1,25 in

Passes (n) = 1

Panjang = 8 ft

Fluida panas = Gas proses

Laju alir fluida masuk = 13564,492 kg/jam = 29904,278 lb/jam

Temperatur masuk T1 = 252 °C = 485,6 °F

Temperatur keluar T2 = 38 °C = 100,4 °F

Fluida dingin = Air

Laju alir fluida masuk = 10761,9 kg/jam = 23725,685 lb/jam

Temperatur masuk t1 = 30 °C = 86 °F

Temperatur keluar t2 = 90 °C = 194 °F

Panas yang diserap = 4301498 kJ/jam

Rd yang diijinkan = 0,003

(1) Δt = beda suhu sebenarnya

Fluida panas		Keterangan		Fluida dingin		Selisih			
T1 =	486	Higher Temp		t2 =	194	Δt_2 =	291,6		
T2 =	100	Lower Temp		t1 =	86	Δt_1 =	14,4		
385,2	Selisih				108				

(T1-T2)

(t2-t1)

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{2,3 \times \ln(\Delta t_2 / \Delta t_1)}$$

$$LMTD = \frac{292-14}{2,3 \times \ln(292/14)} = 362,55 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{385,2}{108} = 3,5667$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{108}{485,6 - 86} = 0,2703$$

$$F_t = 0,97$$

$$\begin{aligned} \text{Maka } \Delta &= F_t \times LMTD \\ &= 0,97 \times 362,55 \\ &= 351,67 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

(2) Temperatur kalorik (Tc dan tc)

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{485,6 + 100,4}{2} = 293 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{86 + 194}{2} = 140 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Hot fluid ; shell side (gas pro Cold fluid ; tube side (Air Pending)

(3') Flow area (as)

$$a_s = \frac{ID \times C' \times B}{144 \times P_T}$$

$$a_s = \frac{19 \frac{1}{4} \text{ in} \times 0,25 \times 3}{144 \times 1,25}$$

$$= 0,0802 \text{ ft}^2$$

(4') Mass velocity (Gs)

$$G_s = \frac{W}{a_s}$$

$$G_s = \frac{29904}{0,0802}$$

$$= 372833 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$(5') \quad Re_s = \frac{D_e \times G_s}{\mu}$$

$$\text{pada } T_c = 293 \text{ F}$$

$$\mu = 0,13 \text{ cp}$$

(Fig. 15 Kern, 1950)

$$\mu = 0,13 \times 2$$

$$= 0,3146 \text{ lb/jam.ft}$$

$$D_e : 1$$

(Fig. 28 Kern, 1950)

$$D_e = 0,99/12 = 0,0825 \text{ ft}$$

$$Re_s = \frac{0,0825 \times 372833}{0,3146}$$

$$= 97771$$

(3) Flow area (at)

$$a_t' = 0,594 \text{ in}^2 \quad N_t = 138$$

(Tabel 10 dan 9 Kern, 1950)

$$a_s = \frac{N_t \times a_t'}{144 \times n}$$

$$a_s = \frac{138 \times 0,594}{144 \times 4}$$

$$= 0,5693 \text{ ft}^2$$

(4) Mass velocity (Gt)

$$G_t = \frac{W}{a_t}$$

$$G_t = \frac{23725,7}{0,5693}$$

$$= 41678,849 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$(\quad Re_t = \frac{D \times G_t}{\mu}$$

$$\text{pada } t_c = 140 \text{ F}$$

$$\mu = 0,80 \text{ cp}$$

(Fig. 14 Kern, 1950)

$$\mu = 0,80 \times 2,4$$

$$= 1,936 \text{ lb/jam.ft}$$

$$D = ID : 1 \text{ in}$$

$$D = 1/12 = 0,0933 \text{ ft}$$

$$Re_t = \frac{0,09333 \times 41679}{1,936}$$

$$= 2009,3$$

$$(6') jH: 200$$

(Fig. 28 Kern, 1950)

$$(7') \text{ pada } T_c = 293 \text{ F}$$

$$C_p = 0,66 \text{ Btu/lb.F}$$

(Fig. 4 Kern, 1950)

$$k = 0,0315 \text{ Btu/lb.ft}^2.\text{F}$$

(Tabel 5 Kern, 1950)

$$\left(\frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$= \left(\frac{0,66 \times 0,3146}{0,0315} \right)^{1/3}$$

$$= 2,1972$$

$$(6) jH: 80$$

(Fig. 28 Kern, 1950)

$$(7) \text{ pada } t_c = 140 \text{ F}$$

$$C_p = 0,6 \text{ Btu/lb.F}$$

(Fig. 4 Kern, 1950)

$$k = 0,13 \text{ Btu/lb.ft}^2.\text{F}$$

(Tabel 5 Kern, 1950)

$$\left(\frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$= \left(\frac{0,6 \times 0,0484}{0,13} \right)^{1/3}$$

$$= 2,9785$$

(8')

$$h_o = jH \frac{k}{D_e} \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} \phi_s$$

$$\frac{h_o}{\phi_s} = 200 \times \frac{0,66}{0,0315} \times 2,1972$$

$$= 167,79$$

(8)

$$h_i = jH \frac{k}{D} \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} \phi_t$$

$$\frac{h_i}{\phi_t} = 80 \times \frac{0,6}{1,936} \times 2,9785$$

$$= 331,89$$

(9') Tube-wall temperature

$$t_w = t_c + \frac{h_o/\phi_s}{h_{io}/\phi_t + h_i/\phi_t} (T_c - t_c)$$

$$t_w = 140 + \frac{288,7}{331,89} \quad (153)$$

$$= 181,36 \text{ F}$$

(9) Koreksi hio ke permukaan OD

$$h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$$

$$h_{io} = 17 \times \frac{0,87}{1,25}$$

$$= 288,7$$

(10') Pada t_w 181,36 F

$$\mu = 0,0915 \text{ cp}$$

(Fig. 14 Kern, 1950)

(10') Pada t_w 181,36 F

$$\mu = 0,35 \text{ cp}$$

(Fig. 14 Kern, 1950)

$$\mu = 0,0915 \times 2 \\ = 0,2213 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\phi_s = (\mu/\mu_w)^{0,14} \\ \phi_s = (0,3146/0,2213)^{0,14} \\ = 1,0505$$

(11') Corrected coefficient

$$h_o = \left(\frac{h_o}{\phi_s}\right) \times \phi_s \\ h_o = 167,79 \times 1,050 \\ = 176,25$$

$$\mu = 0,35 \times 2,4 \\ = 0,847 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\phi_t = (\mu/\mu_w)^{0,14} \\ \phi_t = (1,936/0,847)^{0,14} \\ = 1,1227$$

(11) Corrected coefficient

$$h_{io} = \left(\frac{h_{io}}{\phi_t}\right) \times \phi_t \\ h_{io} = 331,89 \times 1,1227 \\ = 372,61$$

(12) Clean overall coefficient (U_c)

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{372,61 \times 176,25}{372,61 + 176,25} \\ = 119,654$$

(13) Design overall coefficient (U_d)

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{U_c} + R_d = \frac{1}{119,654} + 0,003 \\ = 0,0114 \\ = 88,0480 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}$$

(13) Faktor pengotor (R_d)

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} = \frac{119,654 - 88,0480}{119,654 \times 88,0480} \\ = 0,003$$

R_d perhitungan \geq batas, maka spesifikasi WHB dapat diterima

Pressure drop

$$(1). \text{ Untuk Res } 97771 \quad | \quad (1). \text{ Untuk Ret } 2009,3 \\ \text{C-52}$$

$$f = 0,0014 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

(Fig. 29 Kern, 1950)

Spesifik gravity 0,6

$$Ds = 19 \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$= 21,25/1' = 1,6042 \text{ ft}$$

(2). No. Of crosses

$$N + 1 = 12 \text{ L/B}$$

$$N + 1 = 12 \cdot (8,2/3)$$

$$= 32,8$$

(3).

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot s \cdot \phi s}$$

$$\Delta P_s = \frac{0,0014 \cdot 37283^2 \cdot 1,77083 \cdot 32,8}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot 0,0825 \cdot 1,076 \cdot 1,0505}$$

$$= 0,1885 \text{ psi}$$

$$f = 0,003 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

(Fig. 29 Kern, 1950)

Spesifik gravity 1

(2).

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L_n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_s \cdot \phi t}$$

$$\Delta P_t = \frac{0,003 \cdot 41679^2 \cdot 8,2 \cdot 1}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot 0,0933 \cdot 1,076 \cdot 1,0 \cdot 847}$$

$$= 0,0104 \text{ psi}$$

$$(3). G_t = 0 \quad \frac{V^2}{2g'} = 0,1$$

(Fig. 27 Kern, 1950)

$$\Delta P_r = \frac{4n V^2}{s \cdot 2g'}$$

$$\Delta P_r = \frac{4 \cdot 4}{1,076} 0,132$$

$$= 0,528$$

$$(4). \Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$$

$$\Delta P_T = 0,0104 + 0,528$$

$$= 0,5384$$

ΔP hasil rancangan $< \Delta P$ yang diijinkan, maka HE sudah memenuhi standar

12) WASTE HEAT BOILER (E-311)

Fungsi : Memanfaatkan gas proses untuk menghasilkan steam

Jenis : 1 - 2 Shell and Tube Heat Exchanger

Jumlah : 1 unit

Asumsi instalasi shell and tube dari tabel 9 dan 10, haaman 841-843
(Kern, 1950)

Shell :

Diameter dalam (ID) = 21 1/4 in

Baffle space (B) = 3 in

Passes (n) = 1

Tube :

Diameter dalam (ID) = 1,12 in

Diameter luar (OD) = 1 1/4 in

BWG = 16

Pitch = 1 4/7 in

Passes (n) = 1

Panjang = 12 ft

Fluida panas = Gas proses

Laju alir fluida masuk = 5878 kg/jam : 12959 lb/jam

Temperatur masuk T1 = 871 °C = 1599,8 °F

Temperatur keluar T2 = 330 °C = 626 °F

Fluida dingin = Water

Laju alir fluida masuk = 62125,612 kg/jam = 136962 lb/jam

Temperatur masuk t1 = 30 °C = 86 °F

Temperatur keluar t2 = 132 °C = 269,6 °F

Panas yang diserap = 14349058 kJ/jam

Rd yang diijinkan = 0,003

(1) Δt = beda suhu sebenarnya

Fluida panas		Keterangan	Fluida dingin		Selisih	
T1 =	1599,8	Higher Temp	t2 =	269,6	Δt_2 =	1330,2
T2 =	626	Lower Temp	t1 =	86	Δt_1 =	540
	973,8	Selisih		183,6		

(T1-T2)

(t2-t1)

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{2,3 \times \ln(\Delta t_2 / \Delta t_1)}$$

$$LMTD = \frac{1143 - 308,844}{2,3 \times \ln(1143/308,844)} = 309,73 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{973,8}{183,6} = 5,3039$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{183,6}{1599,8 - 86} = 0,1213$$

$$F_t = 0,97$$

$$\begin{aligned} \text{Maka } \Delta &= F_t \times LMTD \\ &= 0,97 \times 309,73 \\ &= 300,44 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

(2) Temperatur kalorik (Tc dan tc)

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{1599,8 + 626}{2} = 1112,9 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{86 + 269,6}{2} = 177,8 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Hot fluid ; shell side

(3') Flow area (as)

$$a_s = \frac{ID \times C' \times B}{144 \times P_T}$$

$$a_s = \frac{21,25 \times 0,25 \times 3}{144 \times 1,25}$$

Cold fluid ; tube side

(3) Flow area (at)

$$a_t' = 0,594 \text{ in}^2 \quad N_t = 138$$

(Tabel 10 dan 9 Kern, 1950)

$$a_s = \frac{N_t \times a_t'}{144 \times n}$$

$$= 0,0885 \text{ ft}^2$$

(4') Mass velocity (Gs)

$$G_s = \frac{W}{a_s}$$

$$G_s = \frac{12959}{0,08854}$$

$$= 146356 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$(5') \quad Re_s = \frac{D_e \times G_s}{\mu}$$

$$\text{pada } T_c = 1112,9 \text{ F}$$

$$\mu = 0,19 \text{ cp}$$

(Fig. 14 Kern, 1950)

$$\mu = 0,19 \times 2,42$$

$$= 0,4574 \text{ lb/jam.ft}$$

$$D_e = 1,23$$

(Fig. 28 Kern, 1950)

$$D_e = 1,23/12 = 0,1025 \text{ ft}$$

$$Re_s = \frac{0,1025 \times 146356}{0,4574}$$

$$= 32799$$

$$(6') \quad j_H = 100$$

(Fig. 28 Kern, 1950)

$$(7') \text{ pada } T_c = 1112,9 \text{ F}$$

$$C_p = 0,99 \text{ Btu/lb.F}$$

(Fig. 4 Kern, 1950)

$$k = 0,2 \text{ Btu/lb.ft}^2.\text{F}$$

$$a_s = \frac{0,594 \times 138}{144 \times 4}$$

$$= 0,3643 \text{ ft}^2$$

(4) Mass velocity (Gt)

$$G_t = \frac{W}{a_t}$$

$$G_t = \frac{136962}{0,5693}$$

$$= 375939,08 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$(5) \quad Re_t = \frac{D \times G_t}{\mu}$$

$$\text{pada } t_c = 177,8 \text{ F}$$

$$\mu = 0,38 \text{ cp}$$

(Fig. 14 Kern, 1950)

$$\mu = 0,38 \times 2,42$$

$$= 0,9196 \text{ lb/jam.ft}$$

$$D = ID = 1,12 \text{ in}$$

$$D = 1,12/12 = 0,0933 \text{ ft}$$

$$Re_t = \frac{0,09333 \times 41679}{0,9196}$$

$$= 38155,336$$

$$(6) \quad j_H = 85$$

(Fig. 28 Kern, 1950)

$$(7) \text{ pada } t_c = 177,8 \text{ F}$$

$$C_p = 0,58 \text{ Btu/lb.F}$$

(Fig. 4 Kern, 1950)

$$k = 0,0441 \text{ Btu/lb.ft}^2.\text{F}$$

(Tabel 5 Kern, 1950)

$$\left(\frac{Cp \times \mu}{k}\right)^{1/3}$$

$$= \left(\frac{0,2 \times 0,4574}{0,2}\right)^{1/3}$$

$$= 0,7547$$

$$(8') \quad h_o = jH \frac{k}{D_e} \left(\frac{Cp \mu}{k}\right)^{1/3} \phi_s$$

$$\frac{h_o}{\phi_s} = 100 \times \frac{0,2}{0,1025} \times 0,7547$$

$$= 147,25$$

(9') Tube-wall temperature

$$t_w = t_c + \frac{h_o/\phi_s}{h_{io}/\phi_t + h_i/\phi_t} (T_c - t_c)$$

$$t_w = 177,8 + \frac{147,25}{161,915} (934,81)$$

$$= 449,28 \text{ F}$$

(10') Pada $t_w = 449,28 \text{ F}$

$$\mu = 0,0255 \text{ cp}$$

(Fig. 14 Kern, 1950)

$$\mu = 0,0255 \times 2,42$$

$$= 0,0617 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\phi_s = (\mu/\mu_w)^{0,14}$$

$$\phi_s = (0,4574/0,0617)^{0,14}$$

$$= 1,3237$$

(Tabel 5 Kern, 1950)

$$\left(\frac{Cp \times \mu}{k}\right)^{1/3}$$

$$= \left(\frac{0,58 \times 0,9196}{0,0441}\right)^{1/3}$$

$$= 4,0315$$

$$(8) \quad h_i = jH \frac{k}{D} \left(\frac{Cp \mu}{k}\right)^{1/3} \phi_t$$

$$\frac{h_i}{\phi_t} = 85 \times \frac{0,58}{0,09333} \times 4,0315$$

$$= 161,92$$

(9) Koreksi hio ke permukaan OD

$$h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$$

$$h_{io} = 161,915 \times \frac{0,12}{1,25}$$

$$= 144,57$$

(10') Pada $t_w = 449,28 \text{ F}$

$$\mu = 0,0315 \text{ cp}$$

(Fig. 14 Kern, 1950)

$$\mu = 0,0315 \times 2,42$$

$$= 0,0762 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\phi_t = (\mu/\mu_w)^{0,14}$$

$$\phi_t = (0,9196/0,07623)^{0,14}$$

$$= 1,4171$$

<p>(11') Corrected coefficient</p> $h_o = \left(\frac{h_o}{\phi_s} \right) \times \phi_s$ $h_o = 147,25 \times 1,3237$ $= 194,92$	<p>(11) Corrected coefficient</p> $h_{io} = \left(\frac{h_{io}}{\phi_t} \right) \times \phi_t$ $h_{io} = 161,915 \times 1,417121$ $= 204,87$
--	---

(12) Clean overall coefficient (U_c)

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{205,59 \times 194,92}{194,92 + 205,59}$$

$$= 99,89$$

(13) Design overall coefficient (U_d)

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{U_c} + R_d = \frac{1}{100,06} + 0,003$$

$$= 0,013$$

$$= 76,8552 \text{ Btu/jam.ft}^2.F$$

(13) Faktor pengotor (R_d)

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} = \frac{100,06 - 76,9565}{100,06 \times 76,9565}$$

$$= 0,003$$

R_d perhitungan \geq batas, maka spesifikasi WHB dapat diterima

Pressure drop

<p>(1). Untuk $Re_s = 32799$</p> $f = 0,0014 \text{ ft}^2/\text{in}^2$ <p style="text-align: center;"><i>(Fig. 29 Kern, 1950)</i></p> <p>Spesifik gravity 1,076</p> $D_s = 21 \frac{1}{4} \text{ in}$ $= 21,25/12$ $= 1,771 \text{ ft}$ <p>(2). No. Of crosses</p>	<p>(1). Untuk $Re_t = 38155$</p> $f = 0,0019 \text{ ft}^2/\text{in}^2$ <p style="text-align: center;"><i>(Fig. 29 Kern, 1950)</i></p> <p>Spesifik gravity (s) = 1</p> <p>(2).</p> $\Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L_n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_s \cdot \phi_t}$ <p style="text-align: center;">C-58</p>
---	---

$$N + 1 = 12 \text{ L/B}$$

$$N + 1 = 12 \cdot (12/3)$$

$$= 0,5647$$

(3).

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot s \cdot \phi_s}$$

$$\Delta P_s = \frac{0,00014 \cdot 146356^2 \cdot 1,77083 \cdot 32,8}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot 0,1025 \cdot 1,076 \cdot 0,9567}$$

$$= 0,0039 \text{ psi}$$

$$= 0,0608 \text{ psi}$$

$$(3). G_t = 375939,08 \quad \frac{V^2}{2g'} = 0,132$$

(Fig. 27 Kern, 1950)

$$\Delta P_r = \frac{4n V^2}{s \cdot 2g'}$$

$$\Delta P_r = \frac{4 \cdot 4}{1,076} 0,132$$

$$= 0,825$$

$$(4). \Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$$

$$= 0,8858$$

ΔP hasil rancangan < ΔP yang diijinkan, maka HE sudah memenuhi standar

13) REBOILER (E-522)

Fungsi : Menguapkan CO₂ pada larutan MEA

Tipe : Shell and Tube Heat Exchanger

Perhitungan

1) Dari Neraca massa dan neraca panas diperoleh :

$$W \text{ bahan} = 2723,547 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Panas yang dibutuhkan} = Q = 1002650 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Steam yang digunakan} = W = 14985 \text{ kg/jam}$$

2) Log Mean Temperature Difference :

hot fluida		cold fluida	differ
233,6	High Temperatur	86	147,6

181,4	Lower Temperatur	86	95,4
52,2	different	0	52,2

$$\text{LMTD} = 206,4 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned}\Delta T &= Fr \times \text{LMTD} \quad (\text{Intuk 1-2 Shell \& tube, kern 225}) \\ &= 1 \times 206,4 \\ &= 165,12 \text{ } ^\circ\text{F}\end{aligned}$$

3) Tc dan tc : dipakai temperature rata-rata

$$\begin{aligned}T_c &= \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{233,6 + 181,4}{2} \\ &= 207,5 \text{ } ^\circ\text{F}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}t_c &= \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{86 + 86}{2} \\ &= 86 \text{ } ^\circ\text{F}\end{aligned}$$

Jenis pemanas shell and tube, asumsi instalasi pipa dari tabel 10 hal 841-843 (*kern, 1965*)

Tube

Shell

Diameter luar (OD)	= 1	ID	= 8 in
BWG	= 16	passes	= 1
Pitch	= 1 in		
panjang tube	= 16 ft		
Surface Outside	= 0,2618		
passes	= 1		

$$\text{Asumsi UD} = 50 \text{ Btu}/(\text{hr}).\text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned}A &= \frac{Q}{U_D \times \Delta T} \\ &= \frac{1002650}{50 \times 165,12} \\ &\quad \text{C-60}\end{aligned}$$

$$= 121,44 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} N_t &= \frac{A}{L \times a} \\ &= \frac{121,444}{16 \times 0,2618} \\ &= 28,993 \end{aligned}$$

digunakan $N_t = 21$ (Kern ; tabel 9)

$$\begin{aligned} A_{\text{Baru}} &= N_t \times L \times a \\ &= 21 \times 16 \times 0,2618 \\ &= 87,965 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} UD_{\text{Baru}} &= \frac{Q}{A_{\text{baru}} \times \Delta T} \\ &= \frac{1002650}{87,965 \times 165,12} = 69,03 \end{aligned}$$

14) HEATER (E-611)

Fungsi : Memanaskan gas proses dengan memanfaatkan steam

Jenis : 1 - 2 Shell and Tube Heat Exchanger

Jumlah : 1 unit

Asumsi instalasi shell and tube dari tabel 9 dan 10, halaman 841-843

(Kern, 1950)

Shell :

Diameter dalam (ID) = 19 1/4 in

Baffle space (B) = 3 in

Passes (n) = 1

Tube :

Diameter dalam (ID) = 0,87 in

Diameter luar (OD) = 1 in

BWG = 16
 Pitch = 1,25 in
 Passes (n) = 1
 Panjang = 8 ft

Fluida panas = Steam
 Laju alir fluida masuk = 4923,4 kg/jam = 10854 lb/jam
 Temperatur masuk T1 = 132 °C = 269,6 °F
 Temperatur keluar T2 = 132 °C = 269,6 °F
Fluida dingin = Liquid Proses
 Laju alir fluida masuk = 7082 kg/jam = 15613 lb/jam
 Temperatur masuk t1 = 32,64 °C = 90,752 °F
 Temperatur keluar t2 = 73,03 °C = 163,45 °F
 Panas yang diserap = 4301498 kJ/jam
 Rd yang diijinkan = 0,003

(1) Δt = beda suhu sebenarnya

Fluida panas		Keterangan	Fluida dingin		Selisih		
T1 =	269,6	Higher Temp	t2 =	163,45	$\Delta t_2 =$	106,15	
T2 =	269,6	Lower Temp	t1 =	90,752	$\Delta t_1 =$	178,85	
	0	Selisih		72,702			

(T1-T2)

(t2-t1)

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{2,3 \times \ln (\Delta t_2 / \Delta t_1)}$$

$$LMTD = \frac{1143 - 308,844}{2,3 \times \ln (1143 / 308,844)} = 16,491 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{0}{72,702} = 0$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{72,702}{269,6 - 90,752} = 0,4065$$

$$F_t = 0,97$$

$$\begin{aligned} \text{Maka } \Delta t &= F_t \times \text{LMTD} \\ &= 0,97 \times 16 \\ &= 15,997 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

(2) Temperatur kalorik (Tc dan tc)

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{269,6 + 269,6}{2} = 269,6 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{86 + 163,45}{2} = 124,73 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Hot fluid ; shell side (flue gas) Cold fluid ; tube side (Gas proses)

(3') Flow area (as)

$$\begin{aligned} a_s &= \frac{ID \times C' \times B}{144 \times P_T} \\ a_s &= \frac{21,25 \times 0,25 \times 3}{144 \times 1,25} \\ &= 0,0802 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

(3) Flow area (at)

$$\begin{aligned} at' &= 0,594 \text{ in}^2 \quad N_t = 138 \\ &\quad (\text{Tabel 10 dan 9 Kern, 1950}) \\ a_s &= \frac{N_t \times at'}{144 \times n} \\ a_s &= \frac{96 \times 0,334}{144 \times 4} \\ &= 0,5693 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

(4') Mass velocity (Gs)

$$G_s = \frac{W}{a_s}$$

$$G_s = \frac{49234}{0,0802}$$

$$= 135325 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$(5') \quad Re_s = \frac{D_e \times G_s}{\mu}$$

$$\text{pada } T_c = 269,6 \text{ F}$$

$$\mu = 0,17 \text{ cp}$$

(Fig. 14 Kern, 1950)

$$\mu = 0,17 \times 2$$

$$= 0,4114 \text{ lb/jam.ft}$$

$$De : 1$$

(Fig. 28 Kern, 1950)

$$De : 1,23/12 \quad 0,1025 \text{ ft}$$

$$Re_s = \frac{0,1025 \times 13253246}{0,4114}$$

$$= 33716$$

$$(6') \quad jH = 400$$

(Fig. 28 Kern, 1950)

$$(7') \text{ pada } T_c = 269,6 \text{ F}$$

$$C_p : 0,63 \text{ Btu/lb.F}$$

(Fig. 4 Kern, 1950)

$$k = 0,325 \text{ Btu/lb.ft}^2.\text{F}$$

(Tabel 5 Kern, 1950)

$$\left(\frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3}$$

(4) Mass velocity (Gt)

$$G_t = \frac{W}{a_t}$$

$$G_t = \frac{7082}{0,56925}$$

$$= 27427,23 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$(\quad Re_t = \frac{D \times G_t}{\mu}$$

$$\text{pada } t_c = 124,73 \text{ F}$$

$$\mu = 0,14 \text{ cp}$$

(Fig. 14 Kern, 1950)

$$\mu = 0,14 \times 2,4$$

$$= 0,3388 \text{ lb/jam.ft}$$

$$D = ID : 1 \text{ in}$$

$$D = 1,12/12 = 0,0933 \text{ ft}$$

$$Re_t = \frac{0,09333 \times 27427,7}{0,3388}$$

$$= 7555,7$$

$$(6) \quad jH = 50$$

(Fig. 28 Kern, 1950)

$$(7) \text{ pada } t_c = 124,73 \text{ F}$$

$$C_p : 0,55 \text{ Btu/lb.F}$$

(Fig. 4 Kern, 1950)

$$k = 0,715 \text{ Btu/lb.ft}^2.\text{F}$$

(Tabel 5 Kern, 1950)

$$\left(\frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$\left(\frac{0,63 \times 0,4114}{0,325} \right)^{1/3}$$

$$= 0,2658$$

$$\left(\frac{0,55 \times 0,3388}{0,715} \right)^{1/3}$$

$$= 0,0869$$

$$(8') \quad h_o = jH \frac{k}{De} \left(\frac{Cp \mu}{k} \right)^{1/3} \phi_s$$

$$\frac{h_o}{\phi_s} = 400 \times \frac{0,325}{0,1025} \times 0,2658$$

$$= 337,15$$

(9') Tube-wall temperature

$$t_w = t_c + \frac{h_o/\phi_s}{h_{io}/\phi_t + h_i/\phi_t} (T_c - t_c)$$

$$t_w = 124,7 + \frac{337,15}{102,039} (144,873)$$

$$= 909,69 \text{ F}$$

(10') Pada $t_w = 909,69 \text{ F}$

$$\mu = 0,0255 \text{ cp}$$

(Fig. 14 Kern, 1950)

$$\mu = 0,0255 \times 2$$

$$= 0,0617 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\phi_s = (\mu/\mu_w)^{0,14}$$

$$\phi_s = (0,4114/0,0617)^{0,14}$$

$$= 1,3042$$

$$(\quad h_i = jH \frac{k}{D} \left(\frac{Cp \mu}{k} \right)^{1/3} \phi_t$$

$$\frac{h_i}{\phi_t} = 50 \times \frac{0,715}{0,09333} \times 0,08687$$

$$= 33,275$$

(9) Koreksi hio ke permukaan OD

$$h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$$

$$h_{io} = 33 \times \frac{0,12}{1,25}$$

$$= 28,949$$

(10') Pada $t_w = 909,69 \text{ F}$

$$\mu = 0,0315 \text{ cp}$$

(Fig. 14 Kern, 1950)

$$\mu = 0,0315 \times 2,4$$

$$= 0,0762 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\phi_t = (\mu/\mu_w)^{0,14}$$

$$\phi_t = (0,3388/0,0315)^{0,14}$$

$$= 1,2322$$

<p>(11') Corrected coefficient</p> $h_o = \left(\frac{h_{io}}{\phi_s} \right) \times \phi_s$ $h_o = 317,15 \times 1,3042$ $= 439,71$	<p>(11) Corrected coefficient</p> $h_{io} = \left(\frac{h_{io}}{\phi_t} \right) \times \phi_t$ $h_{io} = 28,949 \times 1,23224$ $= 41,003$
---	---

(12) Clean overall coefficient (U_c)

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{439,71 \times 41,0027}{439,71 + 41,0027}$$

$$= 37,505$$

(13) Design overall coefficient (U_d)

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{U_c} + R_d = \frac{1}{37,505} + 0,003$$

$$= 0,0297$$

$$= 33,7122 \text{ Btu/jam.ft}^2.F$$

(13) Faktor pengotor (R_d)

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} = \frac{37,505 - 33,712}{37,505 \times 33,712}$$

$$= 0,003$$

R_d perhitungan \geq batas, maka spesifikasi WHB dapat diterima

Pressure drop

<p>(1). Untuk $Re_s = 33716$</p> $f = 0,001 \text{ ft}^2/\text{in}^2$ <p style="text-align: center;"><i>(Fig. 29 Kern, 1950)</i></p> <p>Spesifik gravity (s) = 1</p>	<p>(1). Untuk $Re_t = 7555,7$</p> $f = 0,0023 \text{ ft}^2/\text{in}^2$ <p style="text-align: center;"><i>(Fig. 29 Kern, 1950)</i></p> <p>Spesifik gravity (s) = 1,076</p>
---	---

$$\begin{aligned}
 D_s &= 19 \frac{1}{4} \text{ in} \\
 &= 21,25/12 \\
 &= 1,6042 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

(2). No. Of crosses

$$N + 1 = 12 \text{ L/B}$$

$$\begin{aligned}
 N + 1 &= 12 \cdot (8,2/3) \\
 &= 32,8
 \end{aligned}$$

(3).

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot s \cdot \phi_s}$$

$$\Delta P_s = \frac{0,00092 \cdot 135325^2 \cdot 1,77083 \cdot 32,8}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot 0,1025 \cdot 1,076 \cdot 0,9567}$$

$$= 2,9183 \text{ psi}$$

(2).

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L_n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_s \cdot \phi_t}$$

$$\Delta P_t = \frac{0,0023 \cdot 36130^2 \cdot 1,77083 \cdot 8,2 \cdot 1}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot 0,0933 \cdot 1,076 \cdot 1,20872}$$

$$= 0,0355 \text{ psi}$$

$$(3). G_t = 27427,23 \quad \frac{V^2}{2g'} = 0,132$$

(Fig. 27 Kern, 1950)

$$\Delta P_r = \frac{4n \cdot V^2}{s \cdot 2g'}$$

$$\Delta P_r = \frac{4 \cdot 4}{1,076} \cdot 0,132$$

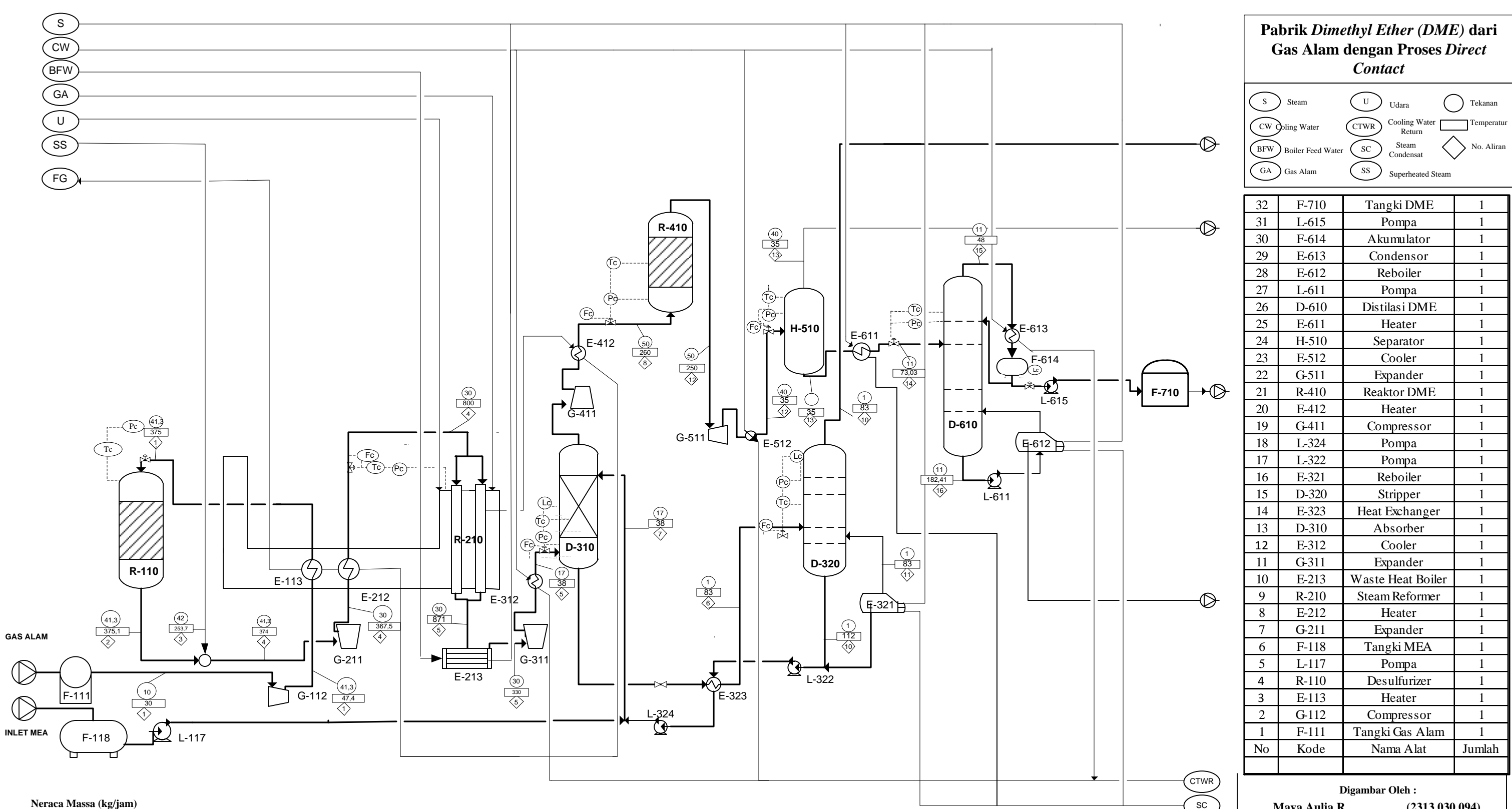
$$= 0,4907$$

(4). $\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$

$$\Delta P_T = 16,7594 + 1,96283$$

$$= 0,5262$$

ΔP hasil rancangan $< \Delta P$ yang diijinkan, maka HE sudah memenuhi standar



Neraca Massa (kg/jam)

komponen	kg/jam															
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16
CH4	2220	2220	0	2220	111	0	0	111	0	0	0	111	0.105	0.105	0.105	0
C 2H 6	80.16	80.2	0	80.16	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C 3H 8	108.43	108.4	0	108.43	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
i-C 4H 10	42.39	42.4	0	42.39	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
n-C 4H 10	78.44	78.4	0	78.44	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
i-C 5H 12	8.99	8.99	0	8.99	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
n-C 5H 12	12.37	12.37	0	12.37	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C 6H 14	25.52	25.5	0	25.52	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CO 2	248	248	0	248.04	248	235.64	0	12.4	235.6	0.02	0	399.888	43.436	43	43	0
N 2	110.93	110.9	0	110.93	110.9	0	0	110.93	0	0	0	110.93	0.051	0.051	0.051	0
H 2S	0.006	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H 2O	0	0.003	10629	10629	7819	6287.3	40.4	1571.8	12073	0	12073	2721.06	2717.61	2718	0	2718
CO	0	0	0	0	4372	0	0	4372	0	0	0	15.739	0.01	0.01	0.01	0
H 2	0	0	0	0	903.8	0	0	903.82	0	0	0	334.334	0.197	0.197	0.197	0
MEA	0	0	0	0	0	10.1	10.1	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CH 3OH	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	46.968	46.676	46.7	0.5	46.2
CH 3OCH 3	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	3342.07	2842.122	2842	2841	1.137



PROGRAM STUDI D3 TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH
NOPEMBER
SURABAYA
2016

BAB X

KESIMPULAN

Dari uraian proses pabrik dimethyl ether dari gas alam dengan proses *direct contact* ini dapat diambil kesimpulan sebagai berikut :

1. Rencana Operasi

Pabrik dimethyl ether ini direncanakan beroperasi secara semi kontinyu selama 330 hari operasi/ tahun dan 24 jam/ hari.

2. Kapasitas

Kapasitas pabrik dimethyl ether ini adalah 2841 kg/jam = 22500 ton /tahun dengan kemurnian DME 99%.

3. Bahan baku

Bahan baku pabrik ini adalah gas alam. Bahan baku yang diperlukan sebesar 156,16 kgmol/jam.

4. Proses

Proses yang digunakan adalah Direct Contact

5. Utilitas

- Total air sanitasi yang dibutuhkan adalah 2,033 m³/jam
- Total air pendingin yang dibutuhkan adalah 463,47 m³/jam
- Total kebutuhan air umpan boiler adalah 90 m³/jam
- Total keseluruhan kebutuhan air adalah 555,5 m³/jam

6. Limbah

- Limbah gas : berupa gas buang yang berasal dari proses pembakaran reaktor steam reformer. Kandungan gas buang tersebut antara lain : CO₂, N₂, SO₂, NO₂, O₂ dan H₂O
- Limbah cair : air kondensat yang tidak bisa digunakan lagi yang berasal dari proses kondensasi di flash drum
- Limbah padat : berupa katalis yang sudah tidak bisa digunakan.

DAFTAR PUSTAKA

- Blueprintenergy. (2005). *Blueprint Pengelolaan Energi Indonesia*. Jakarta: Kementerian ESDM.
- Bourg, H. d. (2006). *Future Prospective Of DME. 23rd World Gas Conference*. Amsterdam.
- BPPT. (2011). *Kajian Pemanfaatan Dimethyl Ether*. Jakarta: BPPT.
- BPPT. (2014). *BPPT-Outlook Energy Indonesia*. Jakarta: Kementerian ESDM.
- DMEmarket. (2007). *Global Dimethyl Ether Emerging Markets*. China: The Catalyst Group.
- ESDM. (2013). *Kajian Substitusi Gas dengan Energi Lain Pada Sektor Industri*. Jakarta: Kementerian ESDM.
- ESDM. (2014). *PETA JALAN KEBIJAKAN GAS BUMI NASIONAL 2014-2030*. Jakarta: Kementerian ESDM.
- Fan, C.-W. (2011). Analysis, synthesis, and design of a one-step dimethyl ether production via a thermodynamic approach. *journal of applied technology*.
- Hassan, Karim H.(2008). *Zinc Oxide Hydrigen Sulfide Removal Catalyst/Preparation, Activity Test and Kinetic Study*. Baquba, Iraq. Al-Khawarizmi Engineering Journal
- Ishiwada, A. (2011). *DME Promotion Project in Japan. 7th Asian DME Conference*.
- Kemenperin. (2014). *Impor Dimethyl Ether*. Jakarta: Kemenperin.go.id.
- Dean, A.John.(1972). *Lange's Handbook of Chemistry*. Tennessee.Mc-Graw-Hill

RIWAYAT PENULIS



Nama Maya Aulia Ratnasari Penulis dilahirkan pada 08 April 1995 di Kota Pahlawan, Surabaya. Penulis merupakan anak kedua dari tiga bersaudara. Penulis telah menempuh pendidikan formal, yaitu lulus dari TK Hang Tuah 1 Surabaya pada tahun 2001, lulus dari SD Hang Tuah I Surabaya pada tahun 2007, lulus dari SMP Negeri 3 Surabaya pada tahun 2010, lulus dari SMA Negeri 4

Surabaya pada tahun 2013 dan diterima di Program Studi DIII Teknik Kimia FTI - ITS dengan NRP 2313 030 094. Selama kuliah, penulis aktif di Himpunan Mahasiswa DIII Teknik Kimia sebagai staff Bidang Profesi dan Keilmiah.

Alamat email: maya.aulia84@gmail.com

RIWAYAT PENULIS



Burhanudin Muiz, lahir di Magetan tanggal 09 Nopember 1994 merupakan anak ketiga dari tiga bersaudara, penulis telah menempuh pendidikan formal yaitu lulus dari TK Melati Magetan, pada tahun 2000, lulus dari SDN 05 Madiun Lor Madiun pada tahun 2007, lulus dari SMP Negeri 1 Madiun pada tahun 2010, lulus SMA Negeri 2 Madiun pada tahun 2013. Lulus SMA diterima di Program Studi D3 Teknik Kimia FTI-ITS dengan NRP 2313 030 100. Selama kuliah penulis aktif di Himpunan

Mahasiswa D3 Teknik Kimia FTI-ITS dan BEM FTI-ITS sebagai Staff Kewirausahaan dan Staff Pengembangan Sumber Daya Mahasiswa dan beberapa pelatihan-pelatihan yang diadakan Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya. Selain itu penulis telah melakukan kerja praktek di PT. SEMEN INDONESIA.

Alamat e-mail: bangmuizz@yahoo.com